

UNIVERSIDAD DE MADRID
FACULTAD DE CIENCIAS



TESIS DOCTORAL

Calcinación de nitrato de uranilo en lecho fluidizado

MEMORIA PARA OPTAR AL GRADO DE DOCTOR
PRESENTADA POR

Alberto Rodrigo Otero

Madrid, 2015

UNIVERSIDAD DE MADRID
FACULTAD DE CIENCIAS
Doctorado en Química Industrial

T1
66.0
ROD

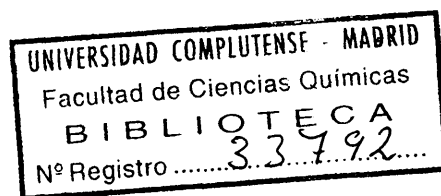


UNIVERSIDAD COMPLUTENSE



5322351613

CALCINACIÓN DE NITRATO DE URANILO EN LECHO FLUIDIZADO



Trabajo que para optar al grado de Doctor en Química Industrial
presenta el Licenciado D. Alberto Rodrigo Otero

Madrid, Junio 1969

A mi madre.

Este trabajo se realizó en la JUNTA DE ENERGIA NUCLEAR, Dirección de Plantas Piloto e Industriales, debiendo destacar aquí mi reconocimiento al director de estas últimas, Prof. Dr. D. Luis Gutierrez Jodra, por la inestimable ayuda que de él recibí.

Así mismo, agradezco el Prof. Dr. D. José Luis Otero de la Gándara, su dirección en la redacción del trabajo, durante la cual aportó sugerencias e ideas de todo tipo que permitieron su total realización, habiéndose dignado, por último, a apadrinarlo.

También doy las gracias al Jefe de la Sección de Plantas Piloto, Dr. D. Adolfo Pérez Luña, y al personal de la misma por la ayuda de ellos recibida.

RESUMEN DEL INDICE.

	Página.
1. INTRODUCCION.	5.
2. ESTUDIO BIBLIOGRAFICO.	8.
3. EQUIPO.	34.
4. LIMPIEZA DE FILTROS.	53.
5. FORMACION DE TORTAS.	80.
6. PROPIEDADES FLUIDODINAMICAS DEL UO_3 .	138.
7. RESUMEN GENERAL Y CONCLUSIONES.	177.
8. APENDICE.	185.
9. NOTACION UTILIZADA.	188.
10. REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS.	196.

INDICE.

Página.

1.	INTRODUCCION.	5.
2.	ESTUDIO BIBLIOGRAFICO.	8.
2.1.	Preparación de compuestos de uranio.	9.
2.11.	Introducción.	9.
2.12.	Breve referencia a los procesos de Purificación y Elaboración.	12.
2.13.	Algunos intentos de simplificación del proceso de Elaboración.	14.
2.14.	Principales plantas de producción.	15.
2.2.	La descomposición térmica del nitrato de uranilo.	17.
2.3.	El calcinador de lecho fluidizado.	25.
2.31.	Antecedentes.	25.
2.32.	Motivos de su adopción. Ventajas e inconvenientes.	26.
2.33.	El reactor. Funcionamiento y producto.	28.
2.34.	Otras aplicaciones.	33.
3.	EQUIPO.	34.
3.1.	Introducción.	35.
3.2.	La planta de calcinación.	35.
3.3.	Características especiales del calcinador.	45.
3.4.	Puesta en marcha, operación y parada.	48.
3.5.	Breve referencia a los ensayos realizados.	49.
3.6.	Problemas principales encontrados.	52.
4.	LIMPIEZA DE FILTROS.	53.
4.1.	Introducción.	54.
4.2.	Estudio del caudal necesario.	58.
4.21.	Equipo y procedimiento operatorio.	58.
4.22.	Limpieza con caudal en exceso y escaso.	57.
4.23.	El concepto de adherencia.	58.
4.24.	Caudal óptimo.	59.
4.3.	Empleo de boquillas eyectoras.	60.
4.31.	Fundamentos.	60.
4.32.	Estudio de las características de los eyectores.	62.
4.33.	Limpieza con un eyector por filtro.	66.
4.34.	Limpieza con un eyector para varios filtros.	70.
4.4.	Aplicación al calcinador de planta piloto.	72.
4.41.	Filtración de gases calientes.	72.
4.42.	Depósito estabilizador de presión del aire de limpieza.	75.
4.43.	Superficie de filtración necesaria.	75.
4.5.	Resumen.	76.
5.	FORMACION DE TORTAS.	80.
5.1.	Introducción.	81.
5.2.	Obtención de datos.	83.
5.3.	Tipos de tortas. Criterio general de formación.	85.
5.4.	Tortas de boquilla.	88.
5.41.	Tortas de boquilla sin adelantamiento del conducto de líquido.	88.
5.42.	Tortas de boquilla con adelantamiento del conducto de líquido.	98.
5.43.	Comentarios sobre las correlaciones de tortas de boquilla.	106.

5.5.	Tortas en la pared opuesta a la boquilla.	111.
5.51.	Obtención de la ecuación de formación.	111.
5.52.	Comentarios sobre la correlación obtenida para tortas de pared.	117.
5.6.	Aplicación al calcinador.	119.
5.61.	Boquilla de pulverización con el conducto de líquido sin adelantar.	119.
5.62.	Boquilla de pulverización con el conducto de líquido adelantado.	124.
5.63.	Solución adoptada. Ejemplo de cálculo.	124.
5.7.	Resumen.	131.
6.	PROPIEDADES FLUIDODINAMICAS DEL UO_3 .	135.
6.1.	Introducción.	136.
6.2.	Fundamentos teóricos.	136.
6.21.	Expresiones de cálculo.	136.
6.22.	Criterios adoptados.	139.
6.3.	Parte experimental.	140.
6.31.	Producto y equipo utilizado.	140.
6.32.	Procedimiento operatorio.	146.
6.33.	Ejemplo de cálculo.	148.
6.4.	Resultados.	155.
6.41.	Tipo de flujo.	155.
6.42.	Porosidades del lecho.	159.
6.43.	Factor de forma del sólido.	161.
6.44.	Densidad del sólido.	163.
6.45.	Factores de fricción y números de Reynolds.	163.
6.46.	Características de expansión.	166.
6.47.	Velocidades mínimas de fluidización.	169.
6.48.	Velocidades reducidas.	173.
6.49.	Pérdidas de carga.	175.
6.5.	Resumen.	175.
7.	RESUMEN GENERAL Y CONCLUSIONES.	177.
8.	APENDICE.	185.
8.1.	Otras características del producto obtenido.	186.
9.	NOTACION UTILIZADA.	188.
10.	REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS.	196.

1. INTRODUCCION.

En la utilización de la energía nuclear, tanto con fines pacíficos como bélicos, se han desarrollado amplios estudios sobre las propiedades y métodos de obtención de los diferentes compuestos de uranio que pueden tener interés, no solo para la fabricación de elementos combustibles, sino también en las etapas anteriores a su elaboración final.

Dentro de este campo de trabajo, la Junta de Energía Nuclear (JEN) ha realizado un gran esfuerzo en la adquisición de los conocimientos necesarios en la preparación, en escala de laboratorio y de planta piloto, de los compuestos de uranio. En este aspecto, lógicamente, no se trata de poner de manifiesto un nuevo camino en la elaboración de los citados compuestos, sino que, dadas las características específicas de estos procesos, se pretende dominar la tecnología de su fabricación, con objeto de que en un próximo futuro nuestra industria nuclear trabaje con técnicas propias.

En la elaboración del hexafluoruro de uranio (UF_6) destinado a producto de alimentación en una cascada de concentración isotópica para elevar el contenido de U^{235} al valor adecuado para la fabricación de elementos combustibles, o en la preparación de tetrafluoruro (UF_4) necesario como materia prima para la obtención de uranio metal, se planteó en la JEN, en el año 1958 como posible dirección de trabajo, un proceso que se puede esquematizar, brevemente, en la forma siguiente :

Los concentrados de uranio preparados en una planta de tratamiento de minerales, se disuelven y purifican, por extracción líquido-líquido, obteniéndose una solución de nitrato de uranio que sirve de alimentación a un calcinador en donde se transforma en trióxido de uranio (UO_3). Este compuesto, por reducción posterior, se convierte en dióxido de uranio (UO_2), que se transforma, a su vez, por reacción con ácido fluorhídrico (fluoruración), en UF_4 . Por último, el tetrafluoruro al reaccionar con flúor gaseoso, produce UF_6 (fluoración).

En la serie de etapas descrita para la obtención del UO_3 , UO_2 , etc, se han utilizado diferentes procedimientos basados tanto en operaciones por cargas como en funcionamiento continuo, habiéndose empleado distintos tipos de reactores. Sin embargo, uno de los métodos que ha merecido una atención mayor, es el que hace uso de los reactores de lecho fluidizado; por esta razón, se ha considerado de gran interés desarrollar las diferentes etapas, señaladas anteriormente, según la citada técnica, fijando como objetivo a alcanzar en todas ellas, operar el lecho fluidizado en forma continua, aunque, lógicamente, en cada una habría de pasarse por una fase previa de conocimiento de la operación en forma discontinua, excepto en la calcinación, en la que por sus especiales características fué preciso, desde el primer momento, trabajar con un reactor continuo.

El problema es amplio, pues supone efectuar los estudios relacionados con la calcinación, reducción, fluoruración y fluoración. En el trabajo que se presenta como Tesis Doctoral, se estudian únicamente los problemas relacionados con la obtención de UO_3 a partir de una alimentación de solución acuosa de nitrato de uranilo de pureza nuclear (calcinación).

Sin entrar en los problemas previos que ha sido necesario resolver en lo que respecta a la disolución de concentrados, eliminación de impurezas insolubles (filtración), condiciones de funcionamiento de la purificación (extracción y reextracción subsiguiente) y obtención por evaporación de la concentración salina adecuada que sirve de alimentación al calcinador, en el presente estudio se describirán los trabajos relacionados con el diseño del equipo, sistemas de calefacción, pulverización de la alimentación, diseño de placas difusoras, problemas auxiliares de filtración de gases y limpieza de superficies filtrantes, y otras cuestiones cuya resolución ha permitido conseguir un funcionamiento estable del calcinador de lecho fluidizado. También, ha sido necesario un conocimiento bibliográfico profundo de todo lo realizado sobre este tema en las diferentes Comisiones creadas en los distintos países que actúan en el campo nuclear.

De acuerdo con lo expuesto, en el presente trabajo se desarrollan una serie de capítulos en los que se trata, en primer lugar, el estudio bibliográfico y posteriormente, en capítulos diferentes, el equipo de experimentación utilizado, la limpieza de filtros, la formación de tortas y las propiedades fluidodinámicas del UO_3 , presentando, por último, un resumen general con las conclusiones obtenidas.

2. ESTUDIO BIBLIOGRAFICO.

2.1. PREPARACION DE COMPUESTOS DE URANIO.

2.11. INTRODUCCION.

El uranio se encuentra en la naturaleza combinado con otros elementos formando diversas sales que a su vez están mezcladas con diferentes componentes de forma que aquel está muy diluido en los minerales que le contienen, variando su riqueza, normalmente, entre el 0,08 y el 0,2% en peso (1).

La preparación de los combustibles nucleares a partir de estos minerales, requiere una serie de procesos complicados y costosos ya que las materias primas de partida son de riqueza baja y es necesario llegar a compuestos de elevada pureza. En la fig. 1 se muestran, en un diagrama muy simplificado, las etapas principales a cubrir en la fabricación de combustibles, de acuerdo con la práctica más usual en la mayoría de los países.

Una descripción detallada de los diferentes apartados del esquema anterior se sale de los objetivos del presente trabajo puesto que este se refiere, concretamente, a la operación de calcinación. Sin embargo, con el fin de obtener una mejor perspectiva que facilite la comprensión de dicha operación, conviene centrar un poco la atención en el proceso concentrado-compuestos de uranio que corresponde a los bloques 3, 4 y 5 de la fig. 1. En efecto, el desarrollo y realización de este paso es la tarea encomendada al Grupo de Compuestos de Uranio de la JUNTA DE ENERGIA NUCLEAR, en el seno del cual se ha llevado a cabo esta investigación. En la fig. 2 se indican, esquemáticamente, las posibles variantes para las operaciones esenciales que constituyen el citado proceso según las líneas más generales aceptadas.

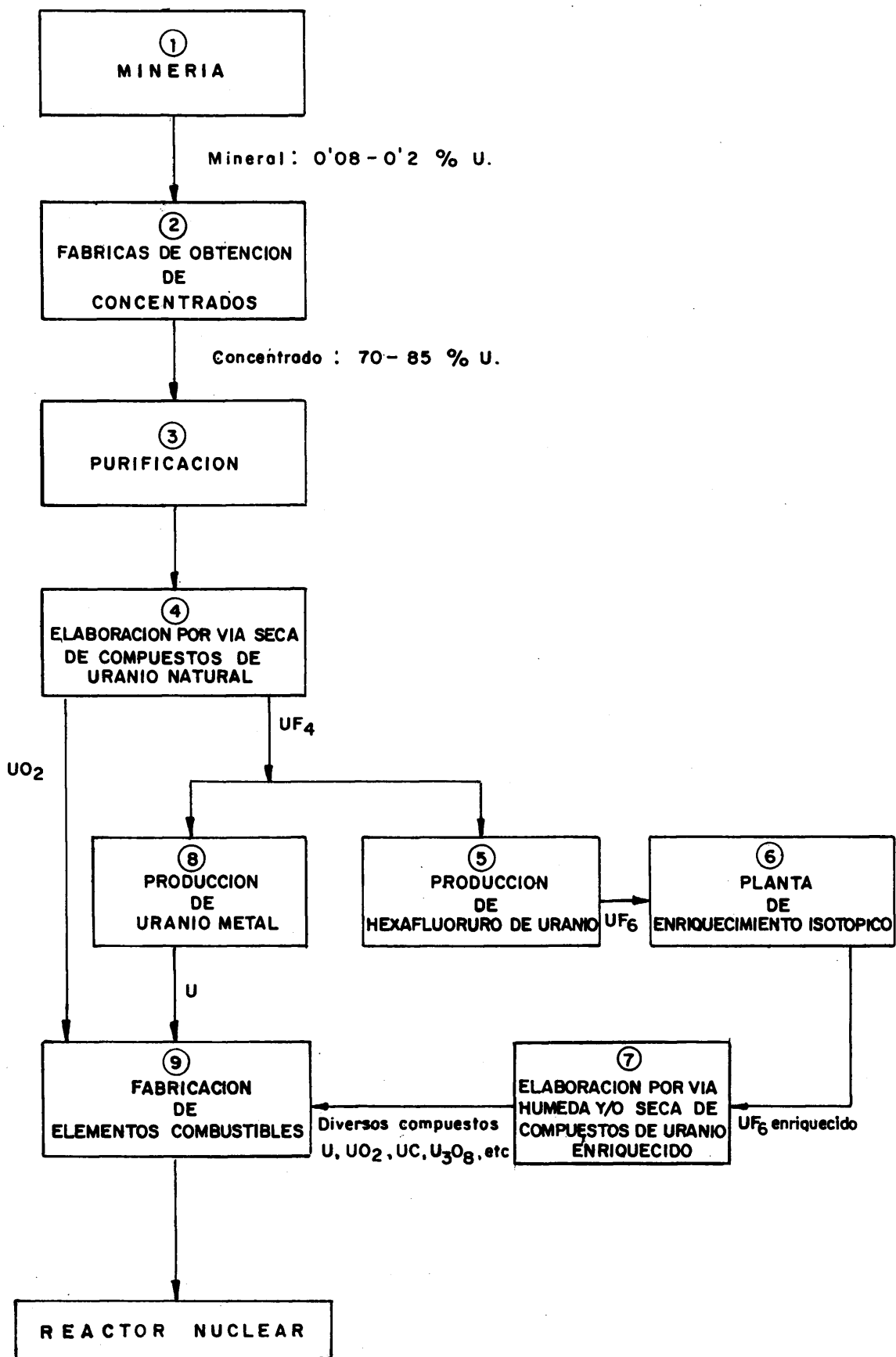
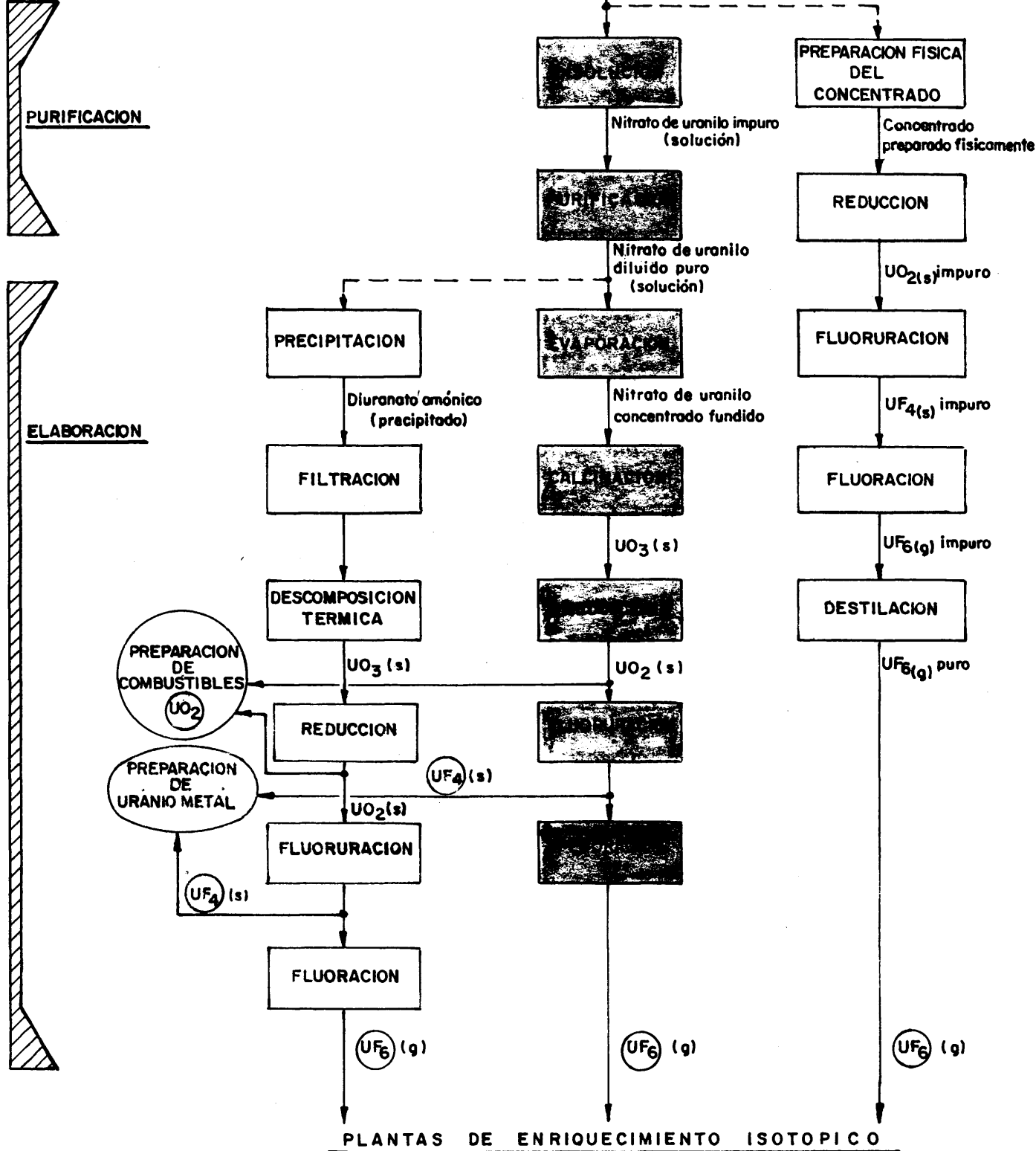


FIG.1.-ETAPAS PRINCIPALES DEL PROCESO MINERAL-ELEMENTO COMBUSTIBLE.



Bouchet (Francia)
Malvesi (Francia)

Port-Hope (Canada)
Springfields (G. Bretaña)
Fernald (USA)
Weldon Spring (USA)

Metropolis (USA)

FIG.2.- PROCESO CONCENTRADO—COMPUESTOS DE URANIO. LINEAS DE PRODUCCION MAS UTILIZADAS MUNDIALMENTE.

Los métodos de preparación de los diferentes compuestos de uranio han evolucionado rápidamente en el transcurso de pocos años. En un principio, estos métodos se basaban en una serie de operaciones discontinuas de precipitación y disolución tendentes a conseguir productos cada vez más puros (2), pero la necesidad de capacidades de producción más altas, con calidades de productos homogéneas, impuso diagramas de flujo más sencillos, a lo que contribuyó, también, la obtención de concentrados bastante puros, sobre todo después de la introducción, en la preparación de estos, de las operaciones de cambio de ión (3-6).

En la actualidad, los procedimientos de obtención se pueden considerar constituidos por dos procesos fundamentales (7) : Purificación y Elaboración (ver fig. 2). Sus características más señaladas son :

1. Elevado grado de pureza en los productos a obtener, debido a que las impurezas actúan como captadoras de neutrones en el reactor nuclear.
2. Por razones de economía, alta conversión en todas las etapas pero, sobre todo, en las de fluoruración y fluoración.
3. Fuerte poder corrosivo de los gases reactivos, especialmente en las etapas de calcinación, fluoruración y fluoración del proceso de Elaboración.

Mediante el proceso de Purificación se obtiene una sal de uranio pura (generalmente nitrato de uranilo) que se trata en Elaboración para llegar a los productos finales (tetrafluoruro, hexafluoruro, dióxido de uranio, etc.).

La forma de desarrollar este esquema simplista ha evolucionado con el tiempo. Hoy en día, los procedimientos más en boga se pueden resumir según se indica en la fig. 2; en ella, en bloques sombreados se señala la línea general de actuación, con ciertas variaciones en cada caso, en Estados Unidos (8-10), Canadá (11,12), Gran Bretaña (13-16) y España (17-19). En la zona de la izquierda se indica, sin sombrear, el procedimiento utilizado en Francia, el cual hace uso de una precipitación intermedia de diuranato amónico (ADU) antes de proceder a las operaciones por vía seca (20,21).

El presente trabajo, dedicado al calcinador de lecho fluidizado, se relaciona con la línea de producción que aparece sombreada en la fig. 2, es decir, el procedimiento mediante el cual la Purificación se realiza por extracción con disolventes y la formación de la fase sólida (UO_3) se logra a través de la concentración por evaporación de una solución de nitrato de uranilo, seguida por la calcinación (de-nitración) de la solución concentrada obtenida.

2.12. BREVE REFERENCIA A LOS PROCESOS DE PURIFICACION Y ELABORACION.

En la tabla 1 se resumen las etapas que es necesario cubrir en ambos procesos, indicándose, también, los productos de cada una de ellas y su destino.

TABLA 1. ETAPAS Y PRODUCTOS EN LOS PROCESOS DE PURIFICACION Y ELABORACION DE CONCENTRADOS.

PROCESO	ETAPA	PRODUCTO			DESTINO
		Compuesto	Estado	Calidad	
Purificación	Disolución	Nitrato de uranilo	Solución	Impuro	Purificación
	Purificación	Nitrato de uranilo	Solución diluida.	Puro	Evaporación
Elaboración	Evaporación	Nitrato de uranilo	Solución concentrada	Puro	Calcinación
	Calcinación	Trióxido de uranio	Sólido	Puro	Reducción
	Reducción	Dióxido de uranio	Sólido	Puro	Fluoruración y/o fabricación de combustibles
	Fluoruración	Tetrafluoruro de uranio.	Sólido	Puro	Reducción a metal y/o Fluoración.
	Fluoración	Hexafluoruro de uranio	Gas	Puro	Enriquecimiento isotópico

La materia prima es el concentrado, el cual tiene composición y riqueza muy variada (entre el 50 y el 90% de U_3O_8) según su procedencia y forma de tratamiento (17-40). Sin embargo, en términos generales, se puede considerar que el uranio se encuentra bajo la forma de uranatos de amonio, magnesio ó sodio, acompañado de impurezas tales como hierro, vanadio, molibdeno, arsénico, boro, fosfatos, sulfatos, sílice, etc.

La Purificación tiene por objeto eliminar las impurezas citadas y consta de dos etapas : Disolución y Purificación propiamente dicha realizada por extracción con disolventes. La primera se puede llevar a cabo en forma discontinua (17, 20, 41, 42) ó continua (11, 15) y para la segunda se han propuesto varios sistemas pero en la actualidad el más utilizado es el que hace uso del fosfato de tributilo (TBP) disuelto en queroseno (43, 50); la operación se efectúa en marcha continua en instalaciones especiales tales como las de mezcladores-sedimentadores (15-17).

De estas etapas se obtiene una solución acuosa pura de nitrato de uranilo (85 gr U/litre) que constituye la alimentación al proceso de Elaboración. Este comienza con la Evaporación llevada a cabo, generalmente, en evaporadores continuos de tubos largos verticales semejantes a los utilizados en la industria química convencional (16), produciéndose así nitrato de uranilo hexahidratado fundido en su agua de cristalización (1170 gr U/litre).

A continuación se procede a la descomposición térmica del nitrato en la etapa de Calcinación y al trióxido producido se le somete a las etapas posteriores de Reducción, Fluoruración y Fluoración en las que se obtiene UO_2 , UF_4 y UF_6 al hacer reaccionar el UO_3 y a los sucesivos compuestos, con H_2 ó NH_3 y F_2 , respectivamente.

De la Reducción, Fluoruración y Fluoración solo cabe aquí hacer referencia a la dificultad inherente a las mismas por ser operaciones sólido-gas realizadas a altas temperaturas con gases corrosivos. Para llevarlas a cabo se han desarrollado numerosos prototipos de reactores continuos pero los más aceptados en las diversas factorías de producción son los de lecho de carga descendente (9, 12, 27, 51-57) y los de lecho fluidizado (10, 32, 34, 35, 58, 60-71).

Considerando exclusivamente la formación de la fase sólida (Calcinación), los estudios económicos realizados en plantas industriales (38) han mostrado que las operaciones de evaporación-calcinación presentan ciertas ventajas sobre las de precipitación-filtración-descomposición térmica, sobre todo cuando el nitrógeno es caro, ya que en aquellas no hay consumo de reactivos (amoníaco) y es posible la recuperación de los vapores nitrosos en forma de ácido nítrico que puede volver a ser empleado en la disolución del concentrado. Ahora bien, el consumo de energía es mayor por lo que estas ventajas económicas pueden hacerse aún superiores si la energía eléctrica es sustituida por un combustible convencional (39).

Sin embargo, en la preparación de estos compuestos de uranio, la consideración aislada de una operación o grupo de operaciones, puede llevar a deducciones erróneas. Así, por ejemplo, la evaporación-calcinación, que según las ideas anteriores parece atractiva, produce UO_3 poco reactivo. En efecto, el método de obtención es muy importante así como la forma y condiciones de realización, ya que determinan la reactividad de los productos en las sucesivas etapas fijando decisivamente no solo los costos de producción, sino, incluso, la posibilidad material de su producción; métodos no idóneos y operaciones poco cuidadosas pueden determinar productos totalmente inertes, desactivados. Estos hechos han llevado al estudio detallado de la reactividad (72-91) lo que ha permitido desarrollar procedimientos de obtención adecuados y a la exaltación de la capacidad de reacción de los sólidos (72, 92-112).

2.13. ALGUNOS INTENTOS DE SIMPLIFICACION DEL PROCESO DE ELABORACION.

Se ha intentado también simplificar aún más las etapas de Elaboración, sobre todo las de Reducción y Fluoruración (22) y así Salanville (23, Moore (24 - 26) y Louding (27) propusieron procedimientos de fluoruración de compuestos hexavalentes de uranio, evitándose con ello la reducción de los mismos a UO_2 . Aguilar y Pedregal (28) han desarrollado y puesto en práctica otro método en el que, igualmente, se logra la fluoruración directa de una sal de uranio con grado de valencia seis. También se ha pretendido unir en una sola, las operaciones de calcinación y reducción (29-33) pero, tal vez, la simplificación más notable es la propuesta por Lawroski y colaboradores (34, 35) que permitió la puesta en servicio de la planta de

producción de la Allied Chemical Co, en Metrópolis (Illinois)(36, 37) en la que no es necesaria la purificación de concentrados (línea derecha de la fig. 2) ya que estos se purifican en las sucesivas operaciones de vía seca. Con respecto a este último procedimiento debe hacerse la salvedad de que solo encuentra aplicación cuando es necesario preparar UF_6 , lo que sucede en el caso de la preparación de combustibles de uranio enriquecido.

2.14. PRINCIPALES PLANTAS DE PRODUCCION.

De lo anteriormente expuesto se obtiene la conclusión de que no hay una línea de producción definitiva que se haya impuesto de manera absoluta a las demás. Cada país y, prácticamente, cada firma comercial dedicada a producir estos compuestos, ha desarrollado su propio método y a él ha dedicado sus esfuerzos hasta perfeccionarlo en forma satisfactoria, dependiendo de la elección definitiva de múltiples consideraciones entre las cuales se pueden citar las de índole económica, suministro de materiales, destino de los productos, época de construcción de las plantas, etc.

En la tabla 2 se resumen las características más señaladas de las plantas de mayor capacidad del mundo occidental. En ella, como referencia, y de acuerdo con los trabajos que de investigación y desarrollo se están efectuando en la Dirección de Plantas Piloto e Industriales de la JUNTA DE ENERGIA NUCLEAR, se ha situado en la última línea una posible planta española.

En Bélgica, Italia, Suecia, Alemania, Japón, etc, hay fábricas pero sus capacidades son inferiores a 100 Tm U/año. De los países denominados del Este no hay datos pero en la Unión Soviética y en la República Popular China deben existir factorías de gran importancia.

Las plantas anotadas, por regla general, son bastante versátiles y pueden producir diversidad de productos. Sin embargo, en ellas existe cierta especialización sin que ello quiera decir que su capacidad sea despreciable en otros productos. Así, por ejemplo, Port-Hope produce, preferentemente, UO_2 ; Weldon Spring, nitrato de uranio puro; Fernald, uranio metálico; Metrópolis, exclusivamente UF_6 ; Malvesi, UF_4 y uranio metálico.

Springfield es la única planta de las reseñadas capacitada para preparar uranio metálico y UF_6 en gran escala. Es, también, la única factoría en la que, partiendo de nitrato de uranio concentrado, todas las operaciones de vía seca se realizan en lecho fluidizado, pudiéndose considerar modelo en su género (116).

En relación con la operación de calcinación, en la tabla 2 se observa que de las siete factorías que obtienen UO_3 , cuatro lo hacen partiendo de nitrato de uranio y de ellas, dos emplean el método de calcinación en lecho fluidizado.

TABLA 2.- ALGUNAS CARACTERISTICAS DE LAS MAYORES FACTORIAS DE PRODUCCION DE COMPUESTOS DE URANIO.

FABRICA	COMPANIA EXPLOTADORA	ENTRADA EN SERVICIO (1)	PURIFICACION				ELABORACION				CAPACIDADES DE PRODUCCION TM. U/AÑO (Ref. 293)			
			DILUCCION		OBTENCION DE PUREZA NUCLEAR		OBTENCION DE LA FASE SOLIDA (UO ₃)	REDUCCION (UO ₂)	FLUORURACION (UF ₄)	FLUORACION (UF ₆)	PURIFICACION	ELABORACION (U ó UF ₆)		
			OPERACION Y TEMPERATURA	POST-TRATAMIENTO	EXTRACTANTE	EQUIPO								
			CONC. DEL HNO ₃			EXTRACCION	LAVADO Y REEXTRACCION							
PORT-HOPE (Ontario), Canada	Eldorado Mining and Refining CO.	1.955	Continua ?	Ninguno	TBP (25%) en Queroseno	Columna pulsante de Platos perforados	Columna pulsante de Platos perforados	Evaporación y Calcificación discontinua en Depósitos ("pot") Pastillado del sólido.	Reactor de carga descendente (moving-bed)	?	5.000	500		
FERNALD (Ohio), U.S.A.	National Lead CO.	1.955	Discontinua 85°C 60%	Ninguno	TBP (33.5%) en Queroseno	Columna pulsante de Platos perforados	Columna pulsante de Platos perforados	Evaporación y Calcificación discontinua en Depósitos ("pot") Pastillado del sólido.	Reactor horizontal agitado longitudinalmente (tornillo sin-fin)	?	10.000	10.000		
WELDON SPRING (Missouri), U.S.A.	Mallinckrodt Chemical Works	1.958	Discontinua 95-105°C 40%	Ninguno	TBP (30%) en Hexano	Bombardadores — Decantadores	Columna pulsante de Platos perforados	Evaporación y Destilación discontinua en lecho fluidizado	Reactor horizontal agitado longitudinalmente (3 unidades) (tornillo sin-fin)	?	20.000	5.000		
MALVESI (Narbonne) Francia	Société de Raffinage de l'Uranium. [Saint Gobain Nucleaire 40%] [Potasse et Engrais Chimiques 30%] [CEA]	1.959	Discontinua 90°C ?	Filtración y repulpados	TBP (?) en Dodecano	Columna pulsante	Columna pulsante	Precipitación ADU Filtración Calcificación en horno de banda desliante	Reactor de carga descendente (LC)	—	?	1.000		
METROPOLIS (Illinois), U.S.A.	Allied Chemical Company	1.959	—	—	—	—	—	Pastillado del Concentrado	Lecho Fluidizado continuo	Lecho Fluidizado continuo	—	5.000		
SPRINGFIELDS (Lencas.), U.K.	United Kingdom Atomic Energy Authority (UKAEA)	1.961	Continua (4 etapas) 95°C ?	Filtración y repulpados	TBP (20%) en Queroseno	8 mezcladores — sedimentadores	8 y 12 mezcladores — sedimentadores	Evaporación y Destilación discontinua en lecho fluidizado	Lecho Fluidizado discontinuo	Lecho Fluidizado continuo	5.000	3.000		
BOUCHET (Seine et Oise), Francia	Commissariat a l'Energie Atomique (CEA)	1.963	Continua o Discontinua ?	Decantación y/o Filtración con repulpados	TBP (40%) en Queroseno	Columna de relleno pulsante	Columna de relleno pulsante	Precipitación ADU Filtración Calcificación en horno de banda desliante	Reactor de carga descendente (LC)	—	?	500		
PIERRELATTE (Drôme), Francia	Société des Usines Chimiques de Pierrelatte (SUCP)	1.963	—	—	—	—	—	—	—	Reactor de llenado y Reactor de pisos	?	?		
JEN. (2) España.	?	?	Discontinua 95°C 55%	Filtración y repulpados	TBP (30%) en Queroseno	6 mezcladores — sedimentadores	2 y 8 mezcladores — sedimentadores	Evaporación y Destilación discontinua en lecho fluidizado	Lecho Fluidizado continuo	Lecho Fluidizado continuo	?	?		

(1) — Los fechas expuestas se refieren a la entrada en servicio de las instalaciones que trabajan según las operaciones indicadas en la tabla

(2) — Línea propuesta

(3) — Supuesto un funcionamiento de 300 días/año

2.2. LA DESCOMPOSICION TERMICA DE NITRATO DE URANILO.

Aunque la obtención de trióxido de uranio se puede realizar por calcinación de un compuesto de uranio, principalmente el peróxido, el diuranato amónico o el nitrato de uranilo, el presente trabajo se limita a la preparación del UO_3 a partir del nitrato (desnitración) y a las propiedades que pueden ofrecer mayor interés en la fabricación industrial de sales de uranio, en especial según el método de los lechos fluidizados.

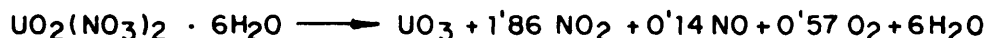
La ecuación más sencilla de todas las propuestas para representar la desnitración es (117, 118) :



Muller y Nollet (39) así como Hawthorn y colab. (16) consideran que en la descomposición se producen dos tipos de óxidos de nitrógeno :



En este mismo tipo de reacción coinciden Jonke y colab. (119), diferenciando únicamente en la proporción molar de los gases producidos.



En realidad y siguiendo a Lindroos (120) se puede establecer que tanto la naturaleza de los gases producidos, como su cuantía molar, son función de las condiciones de descomposición, sobre todo de la temperatura.

El calor absorbido en la calcinación a 230°C del nitrato hexahidratado es de 145 Kcal/átomo-gramo de U (39, 119, 121), anotando Cooper y Lloyd (93) para la misma reacción a 300°C un valor de 136 Kcal/átomo-gramo de U, pudiendo ser debida esta discrepancia al procedimiento de determinación. En la fig. 3 (117) se muestran las necesidades caloríficas del material a calcinar en función del contenido en nitrato de uranilo; en ella se aprecia como aquellas, lógicamente, disminuyen en forma significativa con el aumento de la concentración.

Normalmente, las temperaturas de calcinación se sitúan entre 300 y 400°C ya que a temperaturas inferiores a la primera es difícil la desnitración rápida y eficiente (122-124) existiendo, además, la posibilidad de formación de hidratos; por encima de 430°C el trióxido pierde oxígeno para pasar a U_3O_8 .

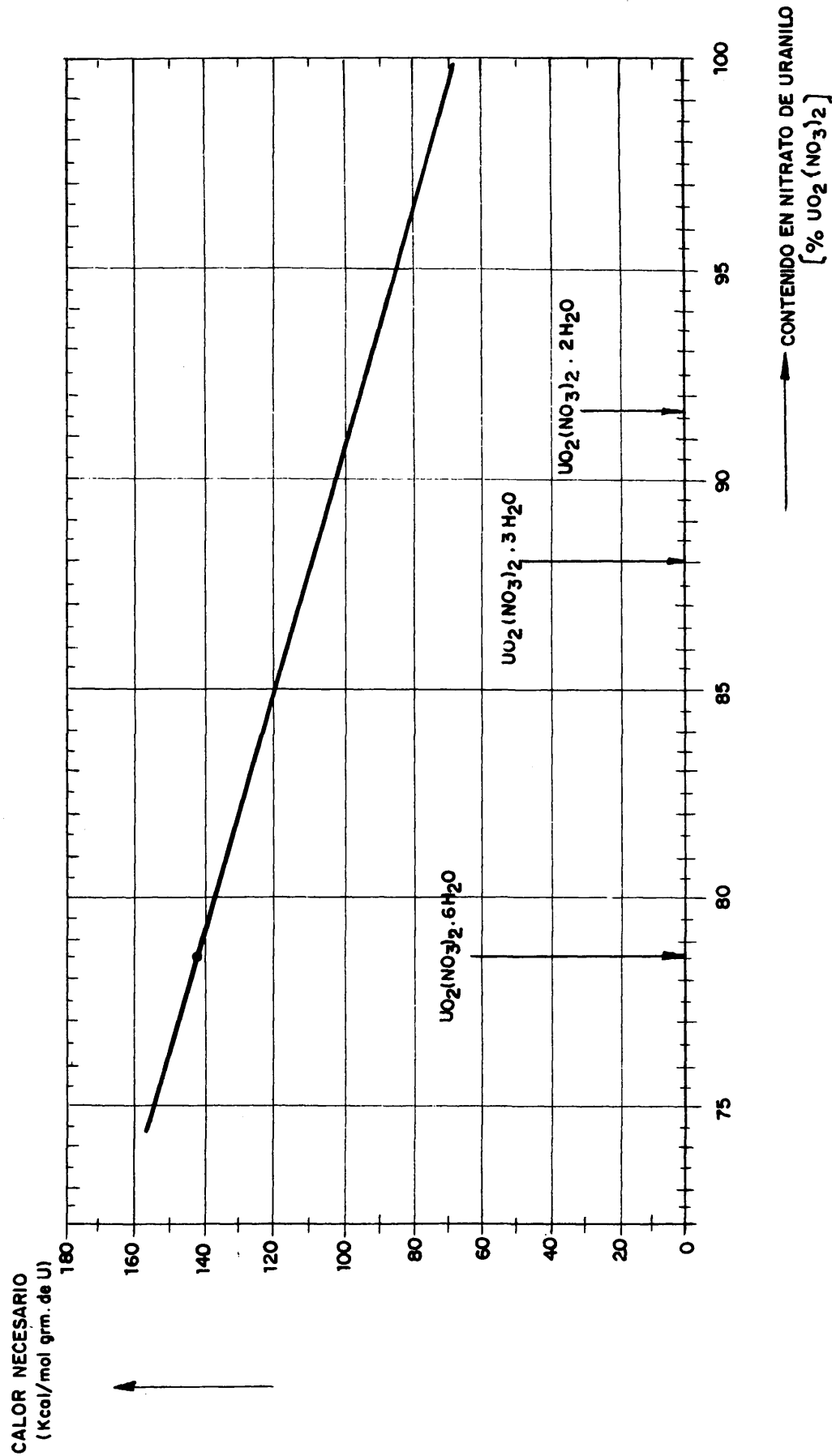
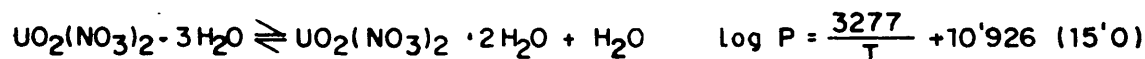
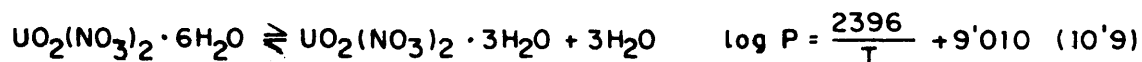


FIG.3.-NECESIDADES CALORIFICAS PARA LA CALCINACION DE SOLUCIONES DE NITRATO DE URANILO
[deducido del report de Maness y Clagget.(117)]

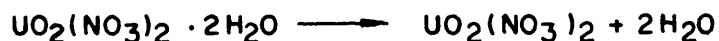
En la fig. 4 (125, 126) se indica gráficamente la descomposición del UNH en función de la temperatura y en ella se observa que su desarrollo es relativamente complejo ya que depende, en cierto grado, de la velocidad de calentamiento y del medio ambiente. Sin embargo, en líneas generales, se puede afirmar que independientemente, del ambiente o de la forma de calentamiento, la temperatura de descomposición del nitrato es la misma en todos los casos (aproximadamente 200-250°C) y que a 300°C dicho compuesto se encuentra totalmente transformado en UO_3 . Por otra parte, como se verá más adelante, la manera de llevar a cabo la descomposición puede determinar la naturaleza del UO_3 obtenido.

Se han efectuado numerosos estudios con el fin de conocer íntimamente la descomposición térmica del nitrato (127, 128) pero, tal vez, uno de los más interesantes es el de Wandolkowski y Kirelis (129) que han investigado la descomposición del hexahidrato midiendo la presión del vapor de agua en equilibrio. De esta forma, obtuvieron las siguientes expresiones (P en mm Hg, T en °K; los números entre paréntesis son los correspondientes calores de hidratación expresados en Kcal/mol-gr de agua) :



A 126,3°C la presión de descomposición del dihidrato es de 20 mm Hg; en los gases de descomposición los citados autores detectaron algo de N_2O_4 , si bien el agua es aún el principal componente.

La investigación con rayos X de muestras parcialmente descompuestas ha indicado que el proceso continúa en la forma siguiente (126-128) :



Por encima de 130°C la última de las dos reacciones indicadas comienza a ser la preferente.

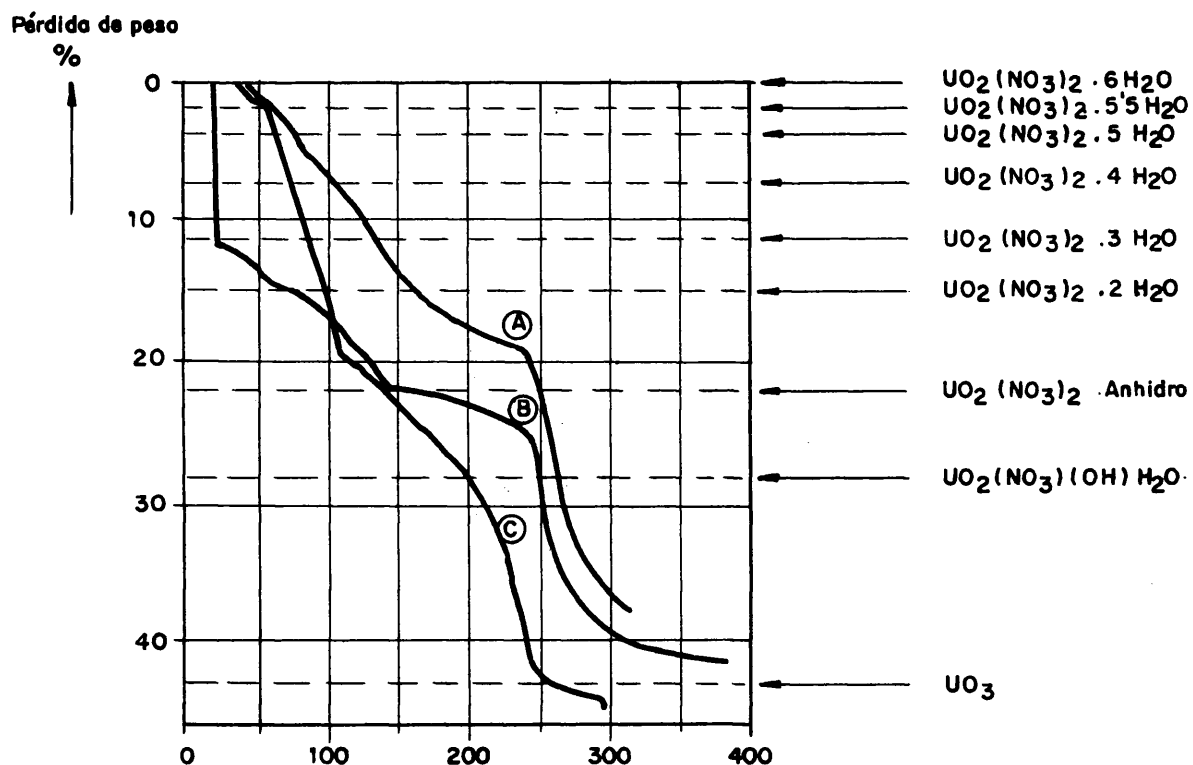


FIG. 4.-CURVAS TERMOGRAVIMETRICAS PARA LA DESCOMPOSICION DEL NITRATO DE URANILO HEXAHIDRATADO (125, 126)

Curva A.- Calentamiento al aire a una velocidad de 2°/minuto
 " B.- " en vacio " " "
 " C.- " al aire " " 1° "

El trióxido así obtenido siempre contiene entre 450 y 1000 ppm de nitrógeno (126-128) dependiendo su cuantía de las condiciones de obtención (método, tiempos y temperatura) (94); este contenido se reduce a 10 ppm sometiendo al producto a sucesivos ciclos de hidratación y deshidratación (126).

Cuando en la Purificación con disolventes se ha empleado TBP, el UO_3 también suele contener fósforo (117). En efecto, debido a una incompleta separación de fases en los equipos de aquel proceso, la fase acuosa a evaporar puede englobar pequeñas cantidades de fase orgánica, independientemente de los productos solubles en agua procedentes de la degradación del TBP, tales como el fosfato de dibutilo (DBP); el primero es arrastrado por vapor y, por tanto, se elimina en el evaporador, pero el DBP permanece con la solución concentrada pasando de esta manera al calcinador. Los estudios realizados (117) han permitido comprobar que queda retenido en el trióxido el 85% del fosfato presente en el nitrato de uranilo alimentado al calcinador.

Las propiedades más generales del trióxido son función de las condiciones de obtención pudiendo estas dividirse en dos grupos : A) Del material de partida y B) Del procedimiento de calcinación. En la tabla 3 se puede observar la amplia variación de algunas propiedades según el material de partida (39, 93, 130) y en la tabla 4 se muestra que, aún en el caso de partir de nitrato de uranilo, las propiedades pueden variar sensiblemente en función del tipo de calcinador empleado (16, 39, 93, 130).

En la última línea de la tabla 3 se señalan dos tipos de UO_3 : cristalino III y amorfo. Estas no son las únicas fases diferentes de trióxido ya que se han identificado otras cuatro formas cristalinas (128, 131) con una variedad adicional correspondiente a un óxido de fórmula $UO_{2.9}$. En la tabla 5 (131) se indican las principales propiedades de todas las fases de UO_3 identificadas con rayos X. La variedad amorfa, UO_3 (A), se define cuando el tamaño de los cristallitos es inferior a 100 Angström y, por tanto, no presenta ningún modelo de difracción.

TABLA 3. ALGUNAS PROPIEDADES DEL UO_3 EN FUNCION DE LA MATERIA PRIMA.

P R O P I E D A D	MATERIAL DE PARTIDA.		
	Nitrato de uranilo (UNH).	Diuranato amónico (ADU)	Perióxido de uranio.
Densidad global empaquetada, gr/cc	2,0-4,6	0,6-1,7	0,7-1,6
Tamaño medio de partícula, micras	0,99	0,08-0,44	0,05
Tamaño medio de agregado, micras	22	80-110	90
Superficies específicas, m ² /gr	0,1-1,0	0,16-20	1,4
Tipo cristalino	III (X)	Amorfo	Amorfo

TABLA 4. PROCEDIMIENTO DE DESNITRACION Y PROPIEDADES DEL UO_3 OBTENIDO.

PROPIEDAD	Por cargas discontinuas. ("pot")	Reactor horizontal agitado longitudinalmente.	Granulación en tambores rotativos.	Lecho fluidizado.
UO_3 %	97,8	--	--	99,4
U_3O_8 %	0,96	--	--	0,1
NO_3 %	0,58	0,2	0,08	0,5
H_2O %	--	1,0	0,2	0,15
Superficie específica, m^2/gr	1,0-2,0	--	3 - 5	0,1-0,5
Densidad global empaquetada (gr/cc)	2,5-3,8	4,2-4,5	2,0 - 3,0	4,0-4,8

La importancia de todas estas fases es decisiva en la producción de compuestos de uranio ya que condicionan el comportamiento del producto en las etapas de Reducción y Fluoruración, habiéndose sido por ello estudiadas ampliamente por diferentes investigadores (94, 123, 126, 128, 132, 133). Así, por ejemplo, el UO_3 (A) es muy reactivo, mientras que el γ - UO_3 es la variedad más inerte de todas las conocidas, si bien, a su vez, se ha encontrado una modificación de esta última (γ - UO_3) con reactividad algo más elevada (134).

Aunque en la tabla 3 se señala al γ - UO_3 como la única forma obtenible por calcinación del UNH, Bridge y colaboradores (128) encontraron que controlando las condiciones de descomposición de manera que esta transcurra hasta un monohidrato de nitrato, y si, a continuación, este último se calienta a 300°C, el UO_3 producido es amorfo. Así mismo, la formación de esta variedad reactiva se facilita cuando los gases de descomposición se separan según se van formando.

En la fig. 5 (131, 135) se muestra un esquema muy simplificado de los posibles pasos entre fases. De ella se puede deducir que la forma más estable es el UO_3 (III), (γ - UO_3), pues, independientemente de que se parte de U_3O_8 ó de ADU , al someter a tratamiento a los diferentes materiales la forma final es siempre UO_3 (III).

Las partículas de UO_3 producidas en lecho fluidizado son redondeadas y casi esféricas y aunque se admite que están constituidas por capas de trióxido superpuestas unas a otras en forma semejante a las láminas de una cebolla (97, 119, 137), simplemente el cambio de las condiciones de funcionamiento del calcinador tales como aumento de la capacidad de producción, relación altura a diámetro, concentración de nitrato, etc, puede dar lugar a un sólido formado por aglomerados de partículas y con una estructura más irregular y porosa y, por tanto, con mayores posibilidades de reacción frente al hidrógeno y al fluorhídrico (138).

TABLA 5. PROPIEDADES DE LAS DIFERENTES VARIETADES CRISTALINAS DE UO_3 .

Tipo de UO ₃	Color	Densidad (gr/cm ³). (1)	D A T O S C R I S T A L O G R A F I C O S						Calores de formación. (Kcal/mol).
			Estructura	Parámetros Celada			(A)	Átomos U/celda.	
				Celada					
				a	b	c			
UO ₃ (A)	Naranja	6,80	Amorfa	--	--	--	--	--	-291
α-UO ₃ 6 UO ₃ (I)	Naranja tostado rojo (II).	7,04-8,34	Hexagonal	3,971	--	4,17	1	--	-294
β-UO ₃ 6 UO ₃ (II)	Naranja amarillento (III)	8,25	Ortorrómbo?	--	--	14,13	--	--	-294
γ-UO ₃ 6 UO ₃ (III)	Amarillo	2,27-7,75	Monoclínico	13,08	15,48	6,9 (β = 80,63%)	24	--	-295
			Ortorrómbo	13,01	15,48	7,5	16		
δ-UO ₃ 6 UO ₃ (IV)	Rojo oscuro	6,67-6,99	Cúbico	4,16	--	--	1	--	-294
ε-UO ₃ (IV)	Rojo	8,54	--	--	--	--	--	--	-293
UO _{2,90}	Verde oliva	7,72-8,41	Ortorrómbo	6,91	3,92	4,16	2	--	--

(I) Medida con rayos X. En los valores de la bibliografía hay fuertes oscilaciones.

(II) Depende el método de preparación.

(III) Idem. El preparado a partir de diuranato amónico es rojo oscuro y el obtenido del U_3O_8 es rojo cereza.

(IV) Fase de Katz y Gruen (136).

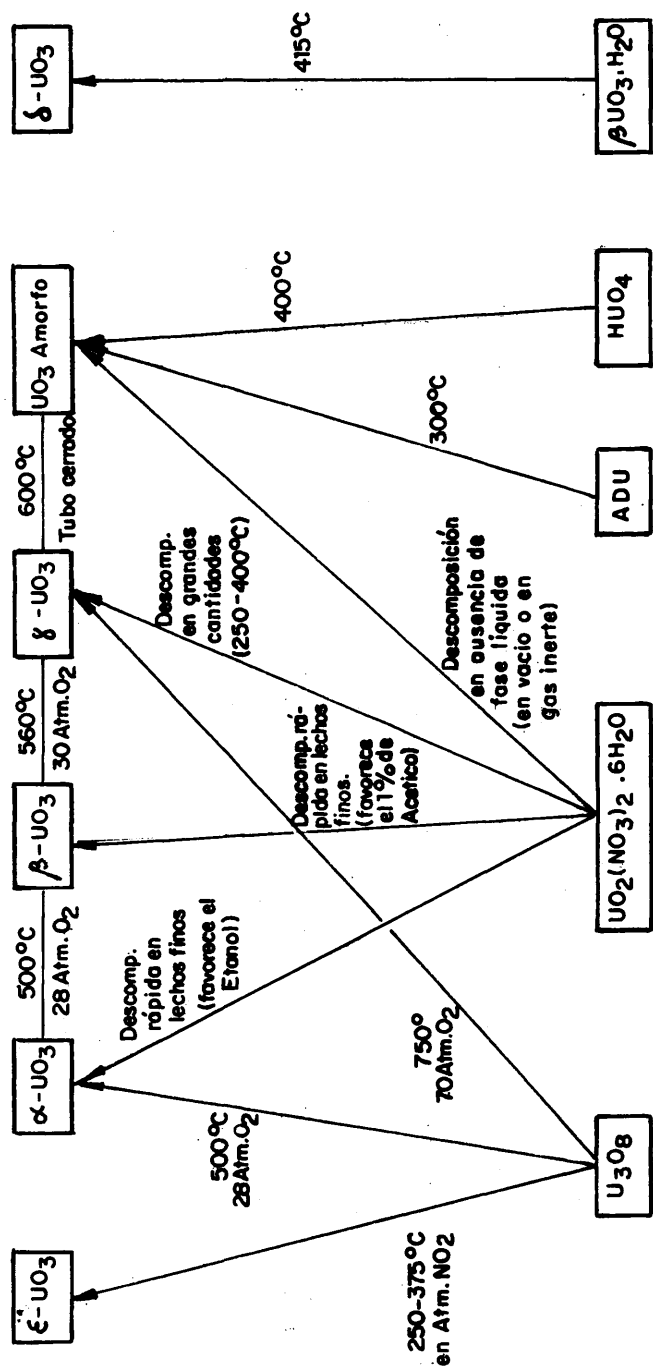


FIG. 5.- RESUMEN DE LAS RELACIONES ENTRE LAS DISTINTAS FORMAS DE TRIOXIDOS DE URANIO ANHIDROS (131 , 135).

En las partículas de trióxido de fluidización cabe distinguir dos zonas : corteza y núcleo (96, 97). La primera es menos porosa que el segundo y, consecuentemente, menos reactiva; esto se puso de manifiesto triturando el producto y midiendo el área superficial de las partículas que se obtenían, sensiblemente mayor que la de las partículas del mismo tamaño sin triturar. Así mismo, Dell y Wheeler (97) interpretan las curvas sigmoideas que se obtienen al representar conversiones-tiempos para la reducción de este tipo de UO_3 , suponiendo que la menor velocidad inicial de reducción se debe al periodo en que está reaccionando la parte exterior de las partículas, más inactiva que el núcleo, si bien, algunos autores (96) han comprobado que el núcleo, en función de su mayor porosidad, se reduce antes que la corteza.

Otros hechos experimentales que avalan a este modelo es la ruptura violenta del sólido en el paso de UO_3 a U_3O_8 cuando se calienta bruscamente y el comportamiento diferente frente a la hidratación de la parte exterior con respecto a la interior (97).

2.3. EL CALCINADOR DE LECHO FLUIDIZADO.

2.31. ANTECEDENTES.

La técnica de la fluidización, ampliamente estudiada en diversas obras (139-142), ha encontrado aplicaciones en diferentes procesos industriales (143), cubriendo campos tan diferentes como la síntesis del amoníaco (144), la preparación de hierro a partir de sus minerales (145), el recubrimiento de partículas de carbono (146), la absorción de gases y vapores (147-149), etc. En el terreno concreto de la tecnología de los materiales nucleares, independientemente de la preparación de compuestos de uranio natural, se ha utilizado esta técnica en el tratamiento de uranio enriquecido (150-152), en la obtención de nitruros y carbonitruros (153), en el recubrimiento de óxidos con diferentes elementos (154-159), en el tratamiento de los efluentes radioactivos de las plantas de tratamiento de combustibles irradiados, etc.

El secado y la calcinación de minerales, cal y otros materiales, fue la meta de diversos estudios y desarrollos industriales (160-162), limitándose, en un principio, a productos que se encontraban en estado pulvulento y granular.

La complejidad aumentó cuando la alimentación del lecho fluidizado son pulpas y lodos pues al evaporarse el líquido se deposita un sólido que queda en la masa fluidizada (163). No obstante, las posibles dificultades que pueden surgir en un sistema de tres fases han sido superadas por la técnica moderna y así se han desarrollado diversos procedimientos que utilizan estas ideas; entre ellos se pueden citar la obtención de coque a partir de residuos de petróleo empleándolos como alimentación mediante boquillas en un lecho fluidizado de coque (164) y el método de la compañía Dorr-Oliver (165) según el cual se calcinan, en un reactor de lecho fluidizado, lodos y residuos orgánicos procedentes de un espesador convencional, bombeándose la suspensión en el seno de la masa fluidizada en donde se quema con la mezcla combustible de aire y propano que a la vez actúa como gas fluidizante.

En 1953, Jonke y colaboradores (60-62, 119) en el Argonne National Laboratory de Chicago iniciaron los estudios de un procedimiento, que si bien se llevó a cabo independientemente de los trabajos citados, sus antecedentes podrían encontrarse en algunos de ellos. El método se aplicó inicialmente a soluciones de nitrato de uranilo y de nitrato de torio con el fin de obtener UO_3 y ThO_2 , respectivamente, pudiéndose utilizar también en la preparación de otros óxidos y sales.

Los trabajos de Argonne fueron aplicados por la Mallinckrodt Chemical Works (MCW) construyendo una planta piloto que entró en servicio a principios de 1957 en su factoría de Deshaan Street en S. Louis (Missouri)(166). El reactor era de 25,4 cm. de diámetro y funcionó durante cinco meses con resultados muy variables, siendo trasladado, después de dicho periodo de tiempo, a la fábrica de Weldon Spring en la misma localidad, en donde se efectuaron todas las reformas, ensayos y programas llevados a cabo por la MCW con este tipo de aparato. Como resultado de los mismos, en 1962 dicha compañía comenzó los estudios para montar una instalación industrial en gran escala (39).

En 1955 comenzaron en Springfield (Gran Bretaña)(14, 16) los estudios de desarrollo de un calcinador de lecho fluidizado para suministrar producto a la planta de producción de UF_4 y UF_6 , previniéndose su explotación industrial hacia 1959-1960, pero diversas demoras aplazaron su puesta en marcha hasta 1962. A partir de esa fecha y hasta el momento actual, su funcionamiento, desde el punto de vista de operación, ha sido plenamente satisfactorio, aunque su capacidad de producción unitaria sea más baja que la del reactor de Weldon Spring debido al empleo de soluciones de nitrato de uranilo más diluidas y a un menor aporte calorífico por unidad de sección transversal del calcinador (167).

En Francia (39) también se han realizado estudios de calcinación en lecho fluidizado con el objetivo de reunir conocimientos sobre una posible alternativa a los métodos actuales de preparación de dicho óxido. Los trabajos se iniciaron en 1960 en el Centre de Recherches de Lyon de Socom et Aeu mediante un contrato con el Comisariado de Energía Atómica (Service de Chimie). Como resultado de los mismos, se construyó una unidad piloto (10-20 Kg UO_3 /hora) que funcionó con éxito.

2.32. MOTIVOS DE SU ADOPCION. VENTAJAS E INCONVENIENTES.

Hay diversas causas de índole práctica que han determinado el desarrollo del calcinador de lecho fluidizado. En efecto, la desnitración es una operación que desde el punto de vista industrial presenta serias dificultades debido, principalmente, a los sucesivos estados pastosos que adquiere el material durante las primeras fases de transformación desde nitrato de uranilo a trióxido; esto origina, en los reactores discontinuos y continuos, graves problemas de mezcla, agitación y transmisión de calor en un proceso que, precisamente, necesita fuertes aportes energéticos. Todo ello se traduce en heterogeneidad en el producto y en averías en la instalación, por lo que una de las ideas básicas mantenidas al considerar el desarrollo de nuevos métodos de calcinación fue conseguir un cambio de estado líquido a sólido, lo más rápido posible, de forma que se puedan disminuir los efectos desfavorables de las citadas fases pastosas.

El calcinador de lecho fluidizado, resuelve las dificultades anteriores, pues la mezcla del producto es completa, debido a su extraordinaria agitación, por lo que son muy escasas las aglomeraciones y depósitos sobre las paredes de trióxido o nitrato de uranilo parcialmente descompuesto. Por otra parte, los altos coeficientes de transmisión de calor característicos de los lechos fluidizados favorecen el aporte energético necesario para efectuar la descomposición térmica del nitrato y evitar la existencia de zonas recalentadas que faciliten el paso de UO_3 a U_3O_8 .

Otra razón en que se basa la elección del lecho fluidizado radica en la forma de llevar a cabo las restantes etapas del proceso de Elaboración. Así, la adopción, debido a sus especiales características (168), de los reactores fluidizados para llevar a cabo la reducción, fluoruración y fluoración obliga a que el sólido a manejar tenga condiciones adecuadas ya que en caso contrario es preciso proceder a costosas preparaciones de la alimentación. Las citadas condiciones no las reúne el trióxido producido en la calcinación del diuranato amónico, mejorándose algo en el producto obtenido por desnitración discontinua en "pots" o continua en el reactor horizontal agitado longitudinalmente.

Estos hechos llevaron a los primeros investigadores en este campo a pensar que si se necesita un sólido perfectamente fluidizable, un lugar óptimo de obtención debería ser un lecho fluidizado de aquí que surgiese la idea de atomizar nitrato de uranilo en un lecho caliente de partículas de trióxido perfectamente fluidizadas (16).

El calcinador objeto de este estudio consigue las metas citadas y además, independientemente de las ventajas típicas de los reactores de lecho fluidizado, tiene ventajas adicionales sobre los otros modelos de desnitradores (58, 93, 119, 168). Así, desde el punto de vista general, se pueden citar las siguientes :

- 1 - Simplicidad del equipo y carencia de partes móviles.
- 2 - Facilidad de suministro de calor con eficiente utilización del mismo.
- 3 - Control satisfactorio de las variables de operación, sobre todo de la temperatura, por lo que el proceso transcurre de forma casi isotérmica.
- 4 - Regularidad en la calidad de los productos.
- 5 - Fácil automatización de las instalaciones. Posibilidad de control remoto de la operación.

Comparado con el calcinador discontinuo el lecho fluidizado añade estas ventajas :

- 1 - Menores costes de funcionamiento.
- 2 - Menores costes de inversión.
- 3 - Escasa o nula contaminación ambiental al alimentar o descargar el producto ya que los procesos tienen lugar en un reactor totalmente cerrado.
- 4 - Suministro de un caudal uniforme al sistema de recuperación de vapores nitrosos.

El calcinador de lecho fluidizado es muy sencillo en cuanto a mecánica y construcción, pero en el proceso de formación de la fase sólida por este método intervienen numerosas variables que deben ser controladas cuidadosamente, ya que afectan a la operabilidad del sistema y a las características físicas, químicas y físico-químicas del UO_3 . Tanto su puesta a punto como el dominio de la técnica de funcionamiento son complicados y delicados (39).

El principal inconveniente del procedimiento es que el trióxido de uranio obtenido presenta escasa reactividad frente al fluoruro de hidrógeno comparado con productos obtenidos por otros métodos. Este, tal vez, es el factor más importante a considerar no solo en la elección del procedimiento de calcinación sino, incluso, en la adopción de la línea completa de producción de compuestos de uranio.

Esta desventaja ha sido en parte superada acondicionando convenientemente la alimentación líquida al reactor y mediante un adecuado tratamiento de los óxidos en las posteriores etapas de Reducción y Fluoruración (72, 92-94, 96, 97, 100, 101, 107-111).

2.33. EL REACTOR. FUNCIONAMIENTO Y PRODUCTO.

La solución de nitrato de uranilo se alimenta al calcinador a la mayor concentración posible con objeto de aumentar la capacidad de producción, estando limitada dicha concentración por los problemas a que da lugar su solidificación en las conducciones (fig. 6). Así, en las primeras investigaciones, las concentraciones eran relativamente bajas, 60-70% de $UO_2(NO_3)_2 \cdot 6H_2O$ (166), pero paulatinamente fueron elevadas al 70-90% (170-171) y al 100% (172) e incluso se ha superado este último valor al trabajar con composiciones correspondientes a hidratos inferiores: $UO_2(NO_3)_2 \cdot 3,75 H_2O$ (67, 68) y hasta $UO_2(NO_3)_2 \cdot 3H_2O$ (173).

Para su impulsión se han empleado diversos procedimientos pero el más utilizado es el que hace uso de bombas centrífugas (16, 170, 172, 174), introduciéndose en el reactor a través de una boquilla de pulverización insertada en posición horizontal (16, 119, 171) en el seno de un lecho fluidizado de partículas de UO_3 mantenidas a una temperatura superior a la de calcinación. No han tenido éxito los intentos de ensayo de otros lugares y posiciones para la boquilla (168, 175) ni tampoco las pulverizaciones sin aire (boquillas de un solo fluido) (119).

Como agente fluidizante llega al calcinador aire precalentado el cual se dispersa a través de una placa difusora que a la vez soporta al lecho de sólidos (16, 175, 176-183).

El aporte calorífico se realiza externa e internamente mediante hornos eléctricos convencionales y elementos calefactores, respectivamente, sumergidos en el lecho y montados en la placa difusora. Estos elementos pueden ser eléctricos (16, 116, 166) o pueden por ellos circular sales fundidas o compuestos orgánicos (16, 170, 184-188).

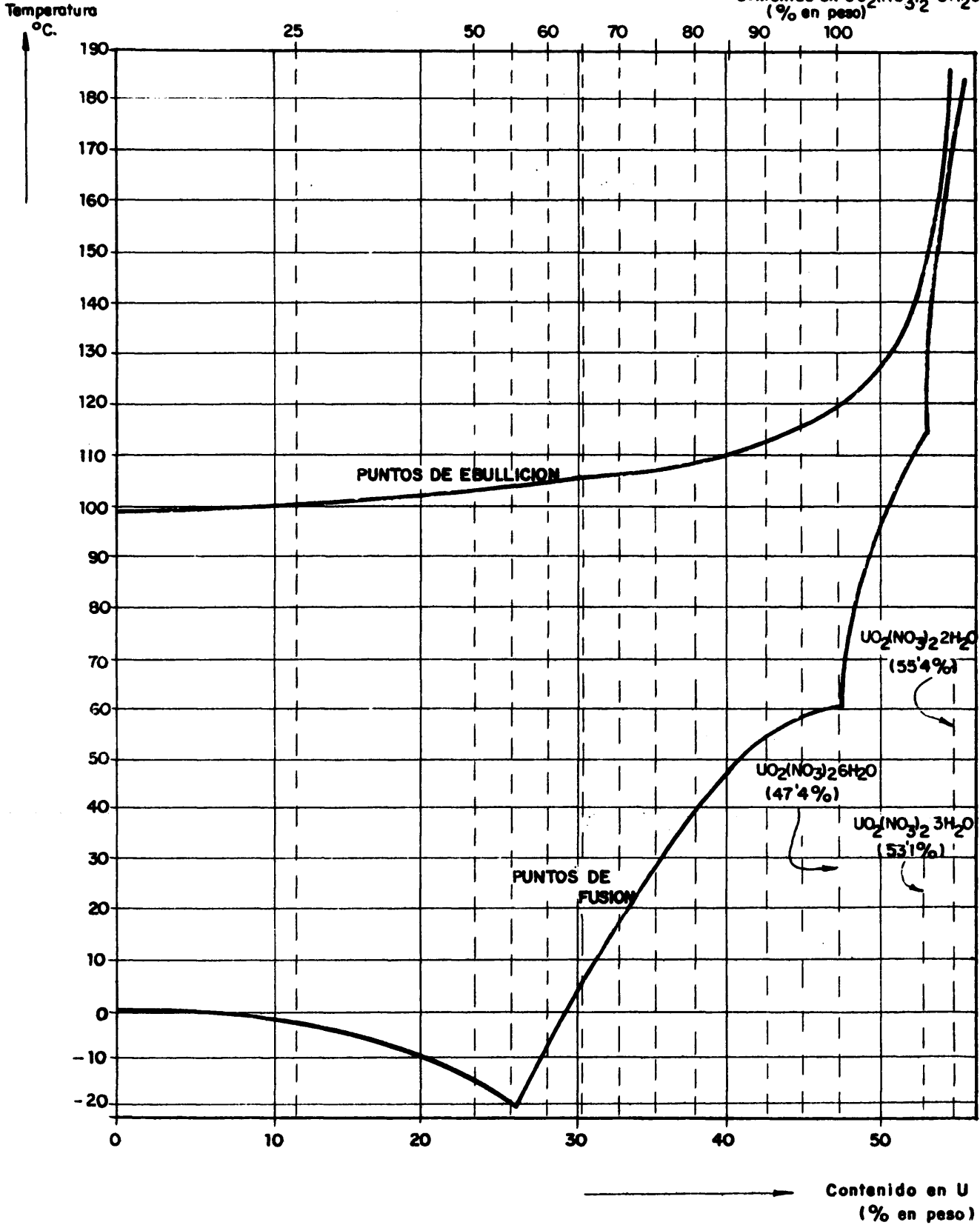


FIG. 6.—SISTEMA NITRATO DE URANILO-AGUA.—PUNTOS DE EBULLICION Y DE FUSION VS. CONCENTRACIONES. (Lang y Nethaway, 1969)

Para la separación de los finos de UO_3 elutriados por los gases del calcinador, se instalan encima del lecho filtros porosos de acero inoxidable sinterizado (179, 189-194); los ciclones y los precipitadores electrostáticos no dieron resultados satisfactorios (168, 170, 174, 189, 195).

Durante la calcinación, los filtros porosos se recubren de una capa de finos que de no eliminarse determinaría un aumento gradual de la pérdida de carga de los gases al atravesarlos y, por tanto, de la sobrepresión en el reactor. Para evitarlo se introduce un flujo de gas en sentido contrario al de filtración de forma que se produce el desprendimiento de la capa de producto, la cual cae en el lecho donde se disgrega y mezcla íntimamente (119, 194). Las condiciones en que se debe realizar esta limpieza son muy estrictas ya que el empleo de caudales elevados pueden deteriorar definitivamente el material filtrante (195). Por el contrario, cuando dichos caudales son escasos no se produce el correcto desprendimiento de las capas de finos, aumentando la sobrepresión en el reactor hasta valores a los cuales no es posible continuar la operación (196).

Como equipo auxiliar del reactor se puede citar a las tolvas de carga inicial y descarga final del producto y el sistema de reboses continuo y envío a almacenaje del UO_3 producido.

El material de construcción más indicado para todo el equipo es el acero inoxidable 18/8.

La temperatura de calcinación óptima es de 270-300°C (176, 194, 197) y la velocidad lineal del aire de fluidización en la zona de la boquilla es de 15-30 cm/seg.

Este flujo y el de limpieza de filtros se precalientan antes de su introducción en el reactor (119, 170).

Las capacidades de producción dependen de la energía suministrada y de la concentración de la solución de nitrato (fig. 3) por lo que los datos de la bibliografía deben aceptarse con reserva ya que no suelen hacer mención del consumo energético. A continuación se indican algunas capacidades referidas a la sección transversal del reactor: para concentraciones de $UO_2(NO_3)_2 \cdot 6H_2O$ del 70, 80 y 100% en peso se consiguen producciones próximas a 6, 7 y 12 Kg UO_3 /Hr. dm^2 (119, 166, 170, 171, 198), respectivamente, que se elevan hasta 25 Kg/Hr. dm^2 para hidratos inferiores (tetra y trihidrato) (184, 197, 199).

Los tiempos de retención normales varían entre 4 y 10 horas (170, 172).

Debe hacerse mención aquí a una de las más serias dificultades encontradas en el desarrollo del calcinador: la formación de "tortas" o grandes "piedras" de nitrato de uranilo descompuesto que se acumulan en su interior y que son origen de serios inconvenientes, pues pueden provocar, de no interrumpirse la operación, importantes averías. Así, Lee (200), en su trabajo de calcinación, escribe que la formación de tortas llega a obsesionarle ya que determinó el fracaso de numerosos ensayos; la misma circunstancia también la apuntan Hawthorn (16), Damerval (170) y otros investigadores.

Entre los distintos autores existen discrepancias en la consideración del fenómeno. En efecto, Taecker y colaboradores (174) registran escasa acumulación (tan solo el 1% del total del nitrato alimentado), mientras que Damerval (170) anota que son tan numerosas que es preciso interrumpir la marcha del calcinador.

En algunos trabajos no se menciona el lugar de formación (170, 201), pero en otros se señala, como sitio más probable, a la boquilla de pulverización (16, 174) pudiéndose llegar a la misma conclusión, aunque no se cite concretamente a aquella, con la información contenida en otros artículos (119, 175, 176, 200). También se han encontrado tortas en la pared opuesta a la boquilla (174).

Petkus y colaboradores (201) creen que la formación de "tortas" en alguno de sus ensayos se debe a la presencia de impurezas en la alimentación, tanto procedentes de productos de corrosión al utilizar siempre en sus experiencias UNH obtenido por disolución de trióxido, como de productos añadidos voluntariamente para aumentar la reactividad del UO_3 (ácido sulfúrico o sulfato de uranilo). Sin embargo, Damerval (171) opina que el origen de alguna de estas "piedras" se encuentra en los aglomerados producidos, por condensación, en las líneas de realimentación de finos desde los ciclones, cuando se utilizaba este tipo de equipo para separar a las partículas alutriadas por los gases de calcinación.

Del estudio de la bibliografía cabe establecer que la mayor parte de los autores que citan este fenómeno lo achacan a restricciones en el movimiento de los sólidos fluidizados, ya sean fortuitas o determinadas por un diseño defectuoso o elección inadecuada de ciertas partes del equipo. Así, por ejemplo, Jonke (119) y Richardson (176) encontraron que velocidades lineales de fluidización y caudales de aire de pulverización escasos, así como temperaturas bajas, favorecen la aparición de tortas, las cuales también se originan cuando un aumento de tamaño de partícula no es compensado, para mantener al sólido en movimiento, con una elevación de la velocidad lineal (170). También, se ha apuntado que se consiguen mejoras elevando en un 30% la relación aire/líquido en la boquilla de pulverización (175).

Hasthorn y colaboradores (16) señalan como causa de esta restricción de movimiento, ciertas características de la placa distribuidora, ya que en su instalación inicial emplearon una placa del tipo de campanas de borboteo, acumulándose tal cantidad de piedras en la boquilla que llegaban a impedir la salida de nitrato de uranilo al calcinador. Su sustitución por un distribuidor cónico resolvió el problema. También Richardson (176) cree que el distribuidor de campanas de borboteo determina pesos mayores de tortas.

Se han preconizado otras posibles soluciones tales como un aumento de escala del calcinador (174) y la colocación de la boquilla a hacer con la pared del reactor (119).

De lo anteriormente expuesto cabe deducir que este importante problema no ha sido resuelto satisfactoriamente, ya que las verdaderas causas no se han fijado con precisión. La información que se ha podido reunir acerca

del tema es imprecisa y, en cierta forma, contradictoria, por lo que no es posible sentar unas bases concretas de diseño y operación de un calcinador de lecho fluidizado en el que se evite completamente la formación de tortas.

Es poco probable que la descomposición del nitrato y formación de la fase sólida ocurra totalmente en las gotas individuales; probablemente el mecanismo que tiene lugar es el siguiente (168) :

1. Deposición del UNH líquido sobre las partículas cuando estas pasan por el cono de pulverización de la boquilla.
2. Descomposición inmediata del nitrato formando una capa de UO_3 . Así se forman sucesivas capas de producto.
3. Aglomeración de partículas "mojadas" de UNH aún no totalmente descompuesto. Posteriormente, el conjunto es recubierto por nuevas capas y vuelve a aglomerarse a otras partículas, etc.

Según los anteriores puntos, el crecimiento de tamaño sería continuado y rápido si al mismo no se opusieran otras causas que tienden a contrarrestarlo :

1. Desgaste y rotura de las partículas por choques de estas entre sí y con las paredes y superficies del calcinador.
2. Calcinación de parte de la alimentación en forma de gotitas finas dando origen a nuevos núcleos de crecimiento.

El conjunto sólido-gas se mantiene como un líquido en ebullición merced a la vigorosa agitación que produce el aire de fluidización; de esta manera, se transfiere rápidamente calor al líquido ocurriendo, en primer lugar, la pérdida de agua de la solución y la desnitración de la sal, seguida de su descomposición térmica a óxido bajo la forma de un sólido seco y granular. Las partículas de este recuperan del aire de fluidización o por contacto directo con las superficies calefactores, la energía calorífica perdida en la calcinación.

El UO_3 obtenido en el calcinador contiene, aproximadamente, el 0,2 y el 0,4% de agua e ion nitrato, respectivamente y menos del 0,1% de U_3O_8 , dependiendo estos valores, sobre todo los dos primeros, de la temperatura de trabajo (169). Su contenido en impurezas metálicas, Fe, Cr y Ni es bajo ya que su valor se mantiene entre 5 y 30 partes por millón, base uranio; para cada una de ellas; esto se debe a que el ataque químico es escaso puesto que al proceso de desnitración del UNH líquido y caliente tiene lugar sobre las partículas de UO_3 y no sobre las partes metálicas del reactor, no habiendo así oportunidad de que el nitrato líquido, principal agente potencial de corrosión, alcance a aquellas partes (168).

La estructura de las partículas de trióxido de uranio obtenido en el calcinador es muy importante ya que determina, en gran parte, su reactividad en las siguientes etapas de Reducción y Fluoruración. Esta estructura puede ser de dos tipos : A.) Partículas formadas por capas múltiples superpuestas (166) y B.) Partículas constituidas por aglomeradas, formándo-

se así un conjunto más irregular (172). La obtención de uno u otro tipo depende de las condiciones de trabajo, pero, principalmente, de la concentración y contenido en sulfatos de la alimentación, de la temperatura de trabajo y del tiempo de residencia del producto en el reactor (93, 161, 173, 202).

Otras características a considerar en el producto son :

1. Tamaño medio de partícula. Interesan tamaños pequeños (entre 50 y 200 micras).
2. Contenido en finos. Deberá ser lo menor posible.
3. Contenido en gruesos.(aglomerados). Idem.
4. Intervalo de tamaños. Cuanto más estrecho sea, menor velocidad lineal será necesaria para conseguir la fluidización total del producto.

Todas estas características son importantes pero, tal vez, sea la primera la más destacable, por lo que se han dedicado numerosos trabajos de investigación al estudio de la evolución del tamaño de grano (184, 119, 171, 173, 200, 201, 203-208) comprobándose su fuerte dependencia de las condiciones de trabajo. Petkus (201) resume la situación al establecer que todos aquellos factores que aumentan la velocidad de desnitración provocan un aumento de dicho tamaño.

El contenido en aglomerados crece con la capacidad de producción y disminuye al aumentar la velocidad lineal (119, 168).

El intervalo de tamaños es afectado, principalmente, por el contenido en sulfatos en la alimentación (197) y por la velocidad de fluidización (194, 199), ejerciendo poco efecto las capacidades de producción y el tipo de gas fluidizante (aire o vapor) (199, 209).

2.34. OTRAS APLICACIONES.

El calcinador de lecho fluidizado también se ha aplicado para la preparación de óxido de torio a partir del nitrato correspondiente (210, 211) y a la resolución de uno de los más importantes problemas que tiene planteados el ciclo del combustible nuclear : la eliminación de los efluentes líquidos radioactivos procedentes de las plantas de tratamiento de los combustibles irradiados. Estos residuos están formados por soluciones de nitrato de aluminio a concentraciones relativamente altas, junto con menores contenidos de productos de fisión y de otros constituyentes (119) y desde todos los puntos de vista es conveniente su almacenamiento en forma de sólidos; para ello se han estudiado varios métodos de conversión, según diferentes técnicas (212-219) siendo una de las más prometedoras la que hace uso del calcinador de lecho fluidizado (195, 200, 204, 205, 220-236).

Tanto para la preparación de óxido de torio como para el tratamiento de efluentes radioactivos, los reactores utilizados son en todo semejantes al ya descrito para el caso del nitrato de uranilo, empleándose, así mismo, aire caliente para fluidizar el lecho.

3. EQUIPO.

3.1. INTRODUCCION.

En este capítulo solamente se describe la instalación de calcinación y el calcinador propiamente dicho. Los equipos y las técnicas de trabajo que fué necesario poner a punto para la resolución de ciertos problemas concretos (limpieza de filtros y características fluidodinámicas del UO_3 producido) sin la cual no se podía conseguir un adecuado funcionamiento del reactor y que requirieron el empleo de equipo especializado y característico, se describirán en los capítulos correspondientes. Con ello se pretende que pueda seguirse con más claridad la experimentación e interpretación de resultados.

3.2. LA PLANTA DE CALCINACION.

El equipo de planta piloto para la obtención de trióxido de uranio consta de los grupos de aparatos o instalaciones siguientes (fig. 7).

- 1 - Depósitos de almacenamiento de nitrato de uranilo.
- 2 - El calcinador propiamente dicho.
- 3 - Columna de absorción de vapores nitrosos.
- 4 - Panel de control.

El nitrato de uranilo hexahidratado fundido $UO_2(NO_3)_2 \cdot 6H_2O$, almacenado en dos depósitos de acero inoxidable, se alimenta al calcinador por el

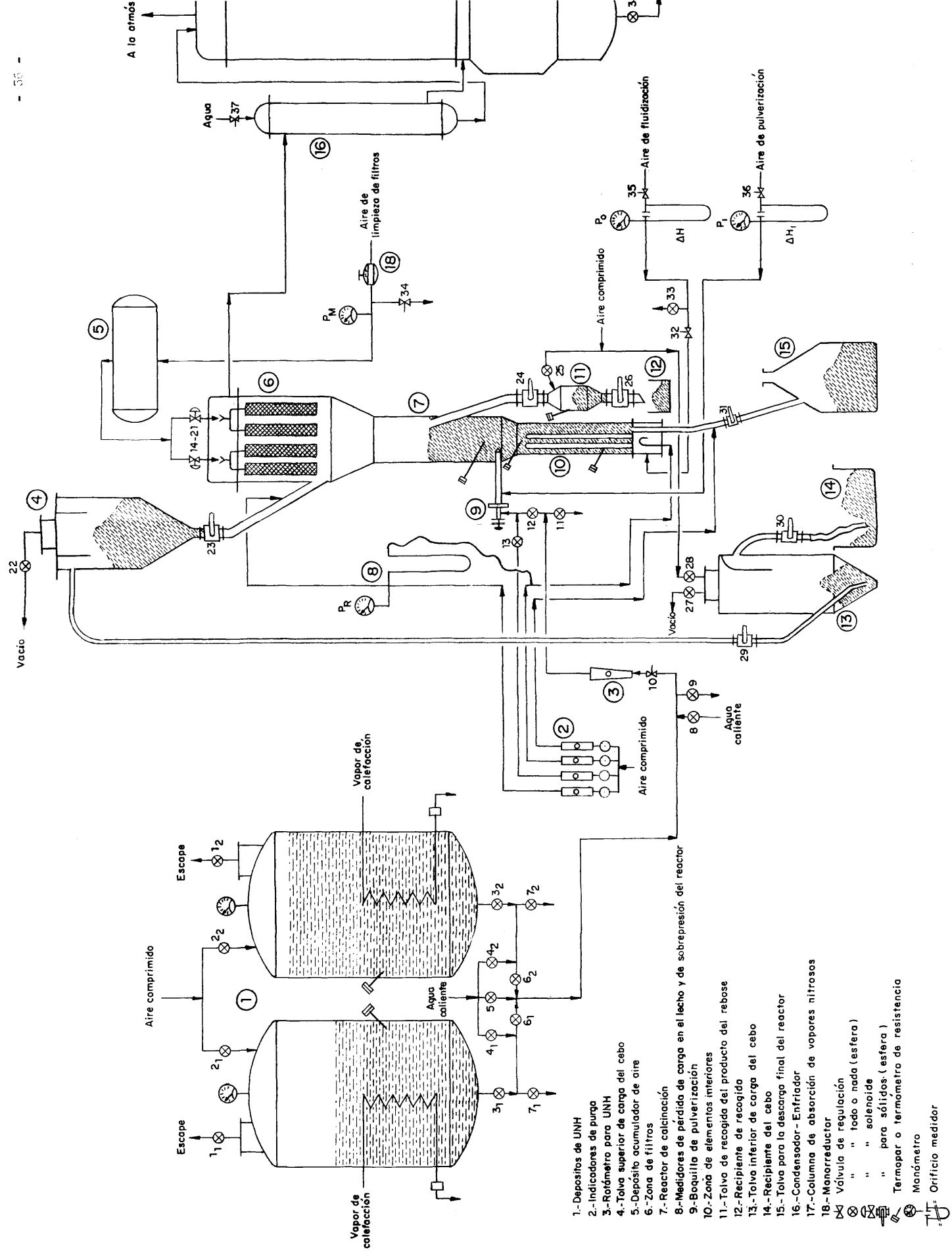


FIG. 7.- ESQUEMA DE LA INSTALACION DE DESNITRACION

procedimiento del "montajugos", utilizando para ello aire comprimido. Estos depósitos tienen 1 m de diámetro y su capacidad unitaria es de 1 m³, habiéndose empleado en su construcción chapa de 4 mm de espesor por lo que son capaces de soportar presiones superiores a las necesarias para hacer fluir el nitrato al calcinador : 2 Kg/cm².

Ambos depósitos tienen serpentines interiores de calefacción por los que circula vapor y están calorifugados con una capa de lana de vidrio de 10 cm de espesor, a su vez recubierta de escayola o yeso. De esta forma, se impide la cristalización del nitrato de uranilo (UNH) durante la operación.

Este procedimiento de suministro de nitrato es el que se ha mostrado más eficaz ya que fracasaron los otros métodos de bombeo ensayados (apartado 3.5).

Desde los depósitos de almacenamiento, el nitrato se conduce al calcinador por una tubería de acero inoxidable de 14 x 16 mm de diámetro y se mide continuamente en un rotámetro de vidrio provisto de un flotador de acero inoxidable. Tanto el rotámetro como la línea por la que fluye, están rodeados por una tubería de cobre por la que circula vapor de agua; el conjunto, excepto la ventana del rotámetro, está protegido por coquillas de lana de vidrio impidiéndose así las cristalizaciones en las tuberías.

El nitrato de uranilo llega al calcinador a través de la boquilla de pulverización y en él se produce su descomposición a trióxido de uranio. El UO₃ producido rebosa continuamente del reactor recogándose en la tolva correspondiente, la cual se descarga cada media hora del producto acumulado en ella.

Antes de proceder a cada operación de calcinación el reactor se carga con producto (cobo) mediante un sistema de tolvas colocadas en su parte inferior y superior (fig. 7). Finalizada la experiencia se vacía a través de un tubo de descarga situado en la placa distribuidora del gas y unido a un depósito de recogida.

Una más detallada descripción del calcinador se expone más adelante.

Los gases de la reacción se filtran a través de filtros de metal poroso sinterizado y se envían, después de enfriados a la temperatura ambiente en un cambiador de calor refrigerado por agua, a una columna de absorción de 40 cm de diámetro y rellena de anillos Rashig de acero inoxidable de 12 x 14 mm de diámetro, con una altura total de relleno de 1,5 m, empleándose agua como líquido de riesgo (10 m³/Hr, aproximadamente). De esta forma, la contaminación atmosférica con polvo radioactivo es nula y, además, se elimina gran parte de los vapores nitrosos producidos.

Los flujos más importantes de aire introducidos al reactor (fluidización y pulverización) se miden con orificios conectados a manómetros diferenciales y a manómetros medidores de las sobrepresiones post-orificio. El aire de limpieza de filtros se regula cuidadosamente con un manómetro y un depósito estabilizador de presión.

La pérdida de carga del lecho de sólidos se mide por dos tomas de presión unidas a un manómetro diferencial; la inferior está situada debajo de la placa difusora y la superior está conectada al tubo de descarga del cabo inicial del reactor y se utiliza, también, como punto de medida de la sobrepresión del reactor.

Para evitar atascos por retrocesos de polvo en las tomas de presión superior e inferior del reactor, tubo de descarga final del calcinador y aire por el conducto de líquido en la boquilla, se introduce por cada uno de estos lugares flujos de aire que se controlan con pequeños medidores de purga tipo rotámetro.

Dos compresores, que trabajan en paralelo, suministran a la instalación aire seco y a presión estabilizada (6 Kg/cm^2).

Las temperaturas de operación se miden con tres termómetros de resistencia situados en el interior del lecho. Igualmente, se miden las temperaturas del interior de los depósitos de almacenamiento de UNH.

Todas las variables de la calcinación se controlan desde un panel central provisto de los adecuados aparatos medidores y registradores con lo que los ensayos pueden llevarse a cabo con un solo operario. En este panel se encuentra, así mismo, todo el equipo eléctrico necesario: contactores, interruptores, amperímetros, etc.

En la fotografía de la fig. 8 se muestra una vista general de la instalación.

El calcinador está constituido por el cuerpo del reactor, con todos sus componentes esenciales, y por las tolvas anexas al mismo. En la fig. 9 se muestra un esquema completo de este equipo.

En el reactor se distinguen cinco espacios diferentes:

- A. Cámara difusora del aire de fluidización.
- B. Zona de calefacción o de aporte calorífico.
- C. Zona de reacción.
- D. Zona de alojamiento de filtros.
- E. Cámara de salida de los gases de descomposición.

La zona de reacción está unida con las de calefacción y con la de filtración por sendas secciones tronco-cónicas de medidas tales que las paredes de estas últimas tienen una inclinación, con respecto a la horizontal, de 70° ; con ello se impide la retención de sólido inmóvil en superficies no perpendiculares. Sus longitudes respectivas son de 70 y 270 mm.

En la tabla 6 se indican las dimensiones de los cinco espacios anteriormente citados. Si se tiene en cuenta la longitud de cada uno de ellos y la de las zonas tronco-cónicas, la altura total del cuerpo del calcinador es de 2,65 m.

El material de construcción es el acero inoxidable cromo/níquel 18/8, de 2 mm de espesor.

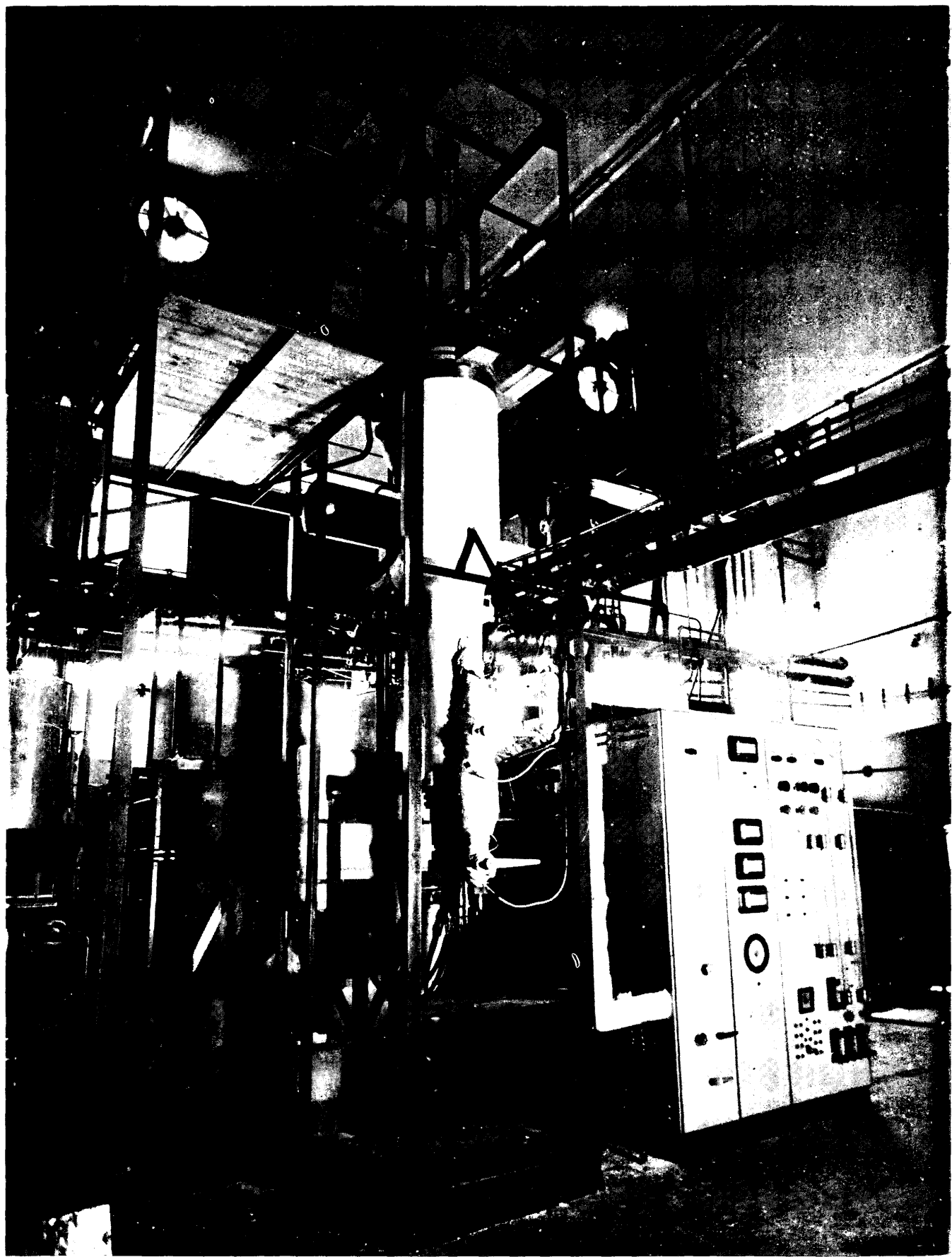


FIG. 8.- VISTA GENERAL DEL EQUIPO DE CALCINACION

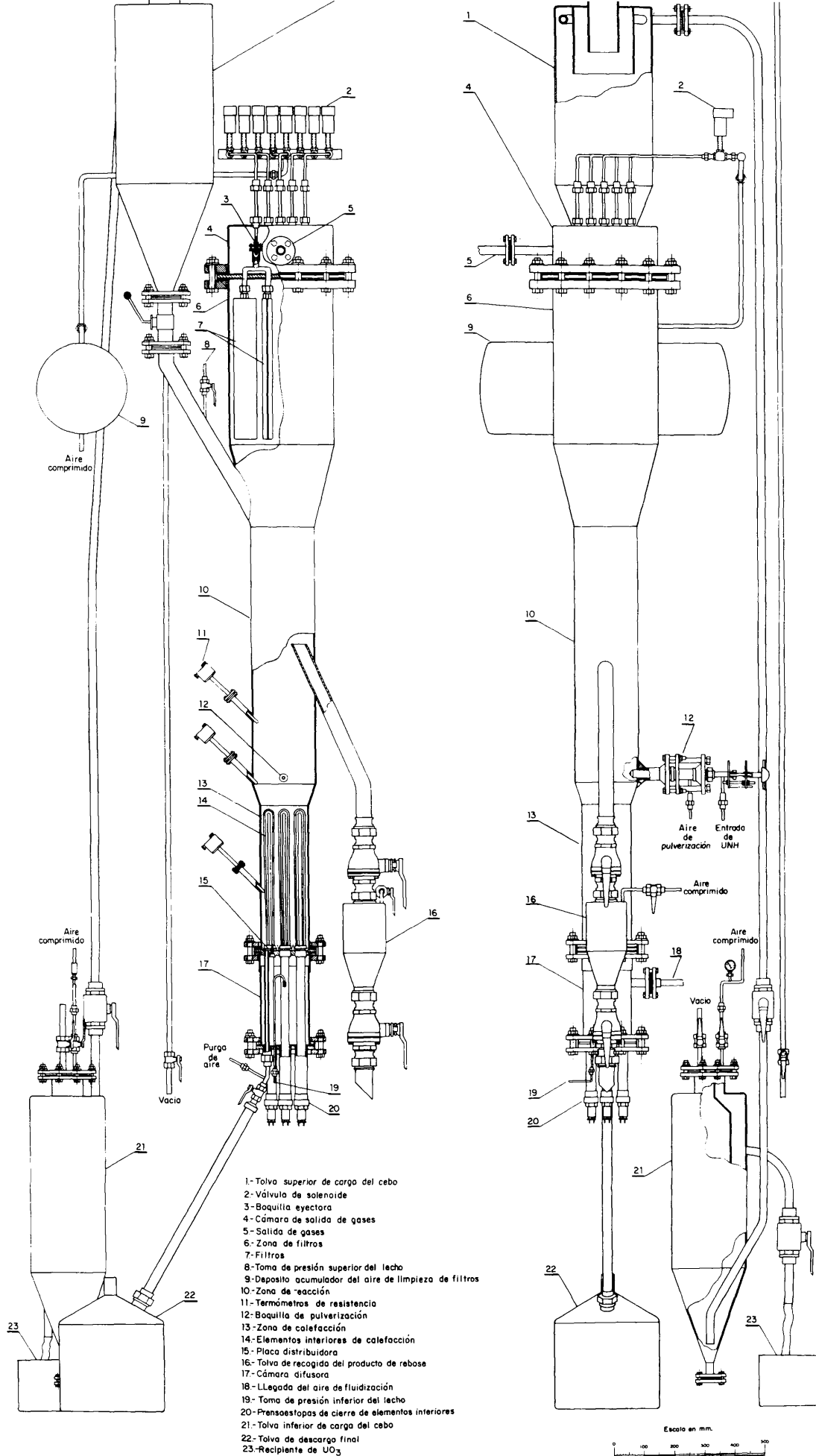


FIG. 9.-REACTOR DE CALCINACION EN LECHO FLUIDIZADO

TABLA 6. DIMENSIONES INTERIORES DE LAS PRINCIPALES ZONAS DEL CALCINADOR.

Parte del reactor	Diámetro (mm)	Altura (mm)
Cámara difusora	156	290
Zona de calefacción	150	470
Zona de reacción	200	850
Zona de filtros	340	540
Cámara salida de gases	340	160

Son componentes esenciales del calcinador, los siguientes :

- 1 - La boquilla de pulverización.
- 2 - El equipo de filtración de gases.
- 3 - La placa distribuidora del gas.
- 4 - Los elementos interiores de calefacción.
- 5 - Conducciones de llegada y salida de gases, tomas de presión y termómetros de resistencia.

A continuación se describen estos brevemente :

La boquilla de pulverización (fig. 10) es del tipo de dos fluidos (237); en ella el nitrato de uranilo llega al calcinador por un conducto central y el aire de pulverización accede a aquel por un orificio periférico que rodea a dicho conducto. De esta forma, al interior de la boquilla está constituido por dos tubos concéntricos de sección circular.

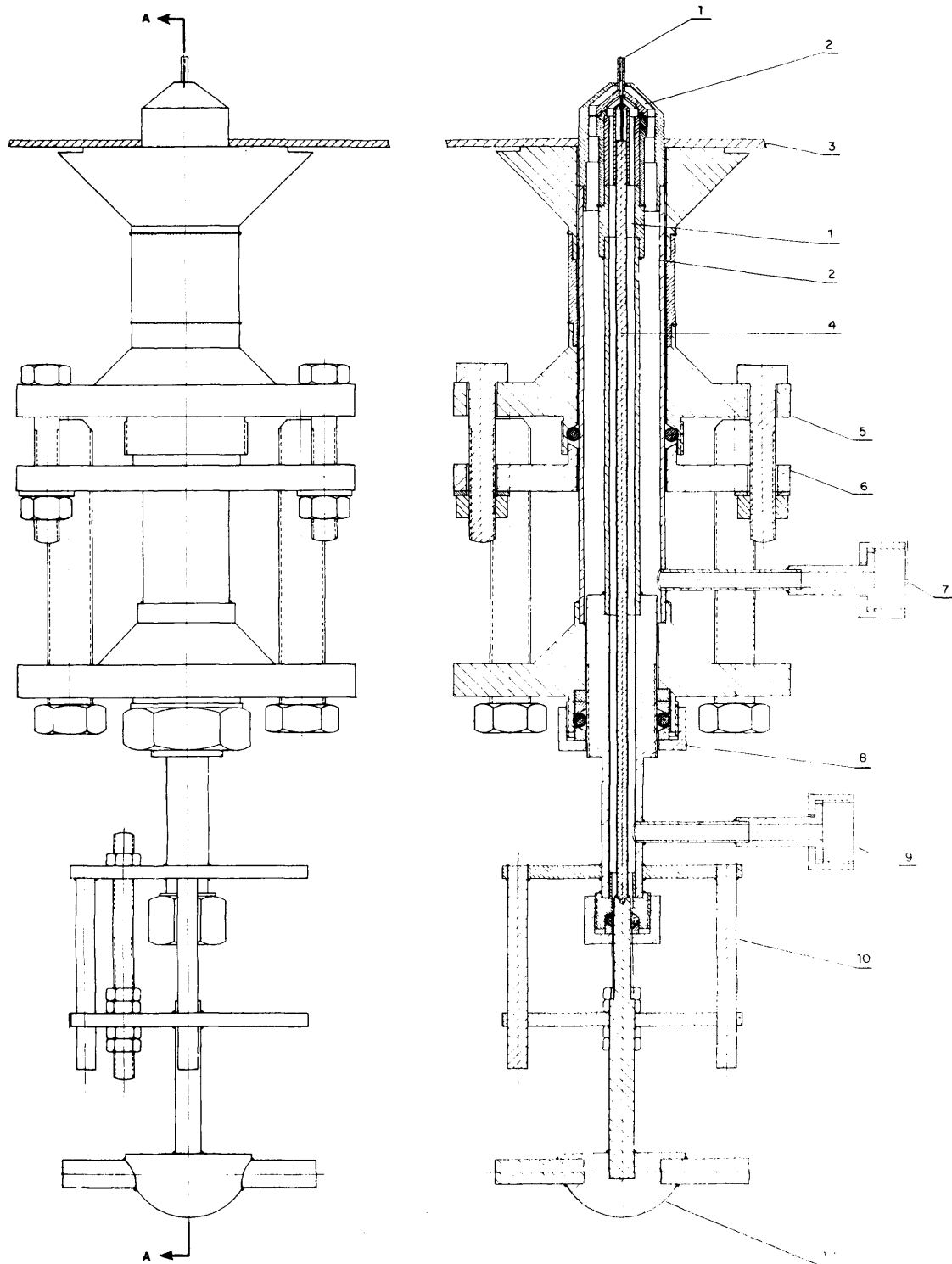
Las dimensiones de los orificios de salida de ambos fluidos, son :

Diámetro interior del conducto de líquido 1,6 mm
 Diámetro menor del conducto anular de aire de pulverización . 2,6 "
 Diámetro mayor del conducto anular de aire de pulverización . 3,2 "

La boquilla se instala en el calcinador en posición horizontal, situándose su eje a 550 mm por encima de la placa difusora.

El diseño del conjunto boquilla-reactor se ha realizado de manera que la primera puede introducirse en el interior del segundo la longitud que se desee. Así mismo, el conducto del líquido puede sobresalir de 0 a 9 mm con respecto al orificio periférico del aire de pulverización.

En el interior del conducto por el que circula el UNH se encuentra alojado un punzón que se puede utilizar para desatascar la boquilla en el caso de que se introduzca una partícula sólida en el extremo más avanzado. El punzón puede accionarse manualmente desde el exterior.



- 1.- Conducto del líquido
- 2.- Conducto del aire de pulverización
- 3.- Pared del reactor
- 4.- Punzón desatascador
- 5.- Sistema extractor de la boquilla
- 6.- Fijación de la boquilla
- 7.- Entrada del aire de pulverización
- 8.- Posicionador del conducto del líquido
- 9.- Entrada del UNH líquido
- 10.- Guías del punzón desatascador
- 11.- Mando manual del punzón desatascador

FIGURA 10.— BOQUILLA DE PULVERIZACION.

El cierre de los diferentes órganos de la boquilla, así como el ajuste de su posición en el reactor y el del adelantamiento del conducto de UNH, se realiza por medio de los correspondientes juegos de tuercas, prensaestopas, arandelas, etc.

Para el caso de que el desmontaje de la boquilla en el reactor presente dificultades, se han acoplado tornillos extractores que se apoyan sobre bridas de grosor suficiente soldadas a los distintos componentes de dicha boquilla.

La eliminación de los finos arrastrados por la corriente gaseosa de fluidización y por los gases de descomposición, se lleva a cabo en 16 filtros de acero inoxidable poroso sinterizado tipo 316 (normas AISI), suministrados por la firma Pall UK del Reino Unido. Su designación en el catálogo del fabricante es B-12-18 y sus características principales son :

Longitud	46 cm.
Superficie unitaria de filtración ...	674 cm ² .
Sección	Elíptica.
Tamaño medio de poro	10 micras.

Los filtros están situados en posición vertical en la parte superior del reactor (zona de filtros) y se limpian periódicamente, durante la calcinación, introduciendo una corriente de aire en sentido contrario al de filtración de forma que la torta de finos adherida a ellos se desprende y cae en el seno de la masa fluidizada. En el calcinador objeto de este estudio se hace llegar el aire de limpieza a través de boquillas eyectores con las que se consigue una notable simplificación del equipo (238). Las principales dimensiones de estos eyectores son las siguientes :

Diámetro de la boquilla	3,5 mm.
Diámetro del difusor	5,0 "
Distancia boquilla-difusor ..	6,0 "
Longitud del difusor	10,0 "

Los 16 filtros se limpian sucesivamente dos a dos utilizando para cada paraja un solo eyector. Tanto el ciclo de limpieza como el breve tiempo durante el cual se introduce aire, se controlan por medio de un programador conectado a un sistema eléctrico que acciona a las válvulas de solenoide de las respectivas líneas de alimentación del flujo de limpieza.

Para evitar la caída paulatina de la presión del aire entre la primera y la última limpieza, al suministro se realiza desde un depósito estabilizador o acumulador de 200 litros de capacidad. La dimensión del orificio de la boquilla y la presión existente en el depósito establecen el caudal de aire que se introduce al filtro en sentido contrario al de filtración. Este caudal debe ser cuidadosamente controlado dentro de ciertos límites pues fuera de ellos las limpiezas son defectuosas y pueden, incluso, deteriorar definitivamente al filtro (apartado 4.22).

La placa difusora del gas y soporte del lecho de sólidos es del tipo de campanas de borboteo con taladros al nivel de la placa por los que el gas sale en dirección completamente horizontal (239). Este modelo se ha mostrado eficaz para los fines propuestos ya que facilite una buena agitación de los sólidos a la vez que imparte al gas una pérdida de carga prácticamente nula. Por otra parte, en las condiciones normales de trabajo del calcinador, es escasa la caída de sólido a través de ella. En la fig. 11 se muestra una fotografía de esta placa.

Los datos más importantes de las campanas de borboteo, son :

Diámetro interior	6 mm.
Diámetro exterior	8 "
Altura total	29 "
Número de campanas en la placa .	41
Número de taladros por campana .	8
Diámetro del taladro	0,8 mm.

Las campanas, que en su parte superior son puntiagudas para evitar la retención de sólido inmovil sobre ellas, están roscadas a la placa difusora propiamente dicha.

El aporte calorífico del reactor se realiza por medio de seis elementos calefactores eléctricos de diseño especial acoplados a la placa distribuidora del gas de fluidización (figs. 12 y 13)(240), suministrándose la corriente desde un regulador continuo de tensión tipo VARIAC.

Cada elemento está constituido por dos "horquillas" calentadoras dobladas en U en cuyo interior hay una resistencia enrollada sobre sí misma y embebida en magnesita electrofundida. El conjunto magnesita-resistencia está rodeado de una vaina protectora o tubo de acero inoxidable refractario de 8 mm de diámetro exterior; una vez así preparado, el elemento se extruye o alarga de forma que el contacto entre las tres componentes (resistencia-magnesita-vaina) sea íntimo con objeto de asegurar una buena transmisión de calor y evitar fusiones de las resistencias por disipación calorífica defectuosa.

En la base de las horquillas y en el espacio libre existente entre ellas, se acoplan unas piezas metálicas que se adaptan perfectamente a dicho espacio, impidiéndose con ello el depósito de sólido perjudicial para la transmisión de calor.

La parte activa o calentadora de elemento tiene una longitud aproximada de 1800 mm repartidos en las dos horquillas. Su potencia eléctrica unitaria es de 4500 vatios por lo que la densidad de potencia superficial es de 20 vatios/cm², valor superior al citado en la bibliografía (166) : 8,2 vatios/cm².

Otros datos de estos elementos calefactores, son :

Altura total	975 mm
Longitud de la zona sumergida en el lecho fluidizado	472 "
Diámetro máx. del conjunto de las 2 horquillas de cada elem.	34 "

Cada elemento está roscado a la placa por medio de una pieza metálica solidaria a aquel, la cual, a su vez, actúa también como campana de borboteo ya que a través de ella llega el aire de fluidización al lecho. Esta pieza puede describirse como una gran campana de borboteo de 38 mm de diámetro provista de 33 taladros de idénticas dimensiones a los de las campanas citadas anteriormente. De esta manera, se tiene un gran movimiento del sólido en la base de los elementos.

Los elementos calefactores se unen a la placa inferior de cierre del reactor por medio de prensasestopas que evitan las fugas de gases del reactor (fig. 9).

Los tubos y conductos por los que circulan sólidos tienen una inclinación, con respecto a la horizontal, de 70° como mínimo, con lo que se evita la permanencia en ellos de sólidos inmóviles.

Para evitar la condensación de agua y vapores nitrosos todas las superficies del calcinador, tubos, válvulas, etc, en contacto con la atmósfera del reactor están aisladas térmicamente con una capa de lana de basalto de 10 cm de espesor que, a su vez, está recubierta de escayola. El sistema de descarga por reboses (tolva, tubo y válvulas) está rodeado por una manta eléctrica calefactora protegida adecuadamente por un termopar, contactor, etc, de forma que la temperatura no sobrepase 200°C.

Para las distintas juntas del sistema se ha empleado cartón Klingerit antiácido. En las empaquetaduras, asientos de las válvulas de esfera, etc, se ha utilizado teflón.

3.3. CARACTERÍSTICAS ESPECIALES DEL CALCINADOR.

De la anterior descripción del equipo se puede deducir que se ha construido en forma sencilla, habiéndose así reducido las averías del mismo. De esta manera, el calcinador tiene ciertas peculiaridades con respecto a otros descritos en la bibliografía :

1. El aire de fluidización no se precalienta. Con ello se evita el empleo de un precalentador con el correspondiente equipo de control y regulación.
2. El aire de limpieza de filtros se introduce en ellos a la temperatura ambiente. Esta forma de trabajo ha sido el resultado de la investigación realizada sobre el tema. Las ventajas que se obtienen son semejantes a las del punto anterior.

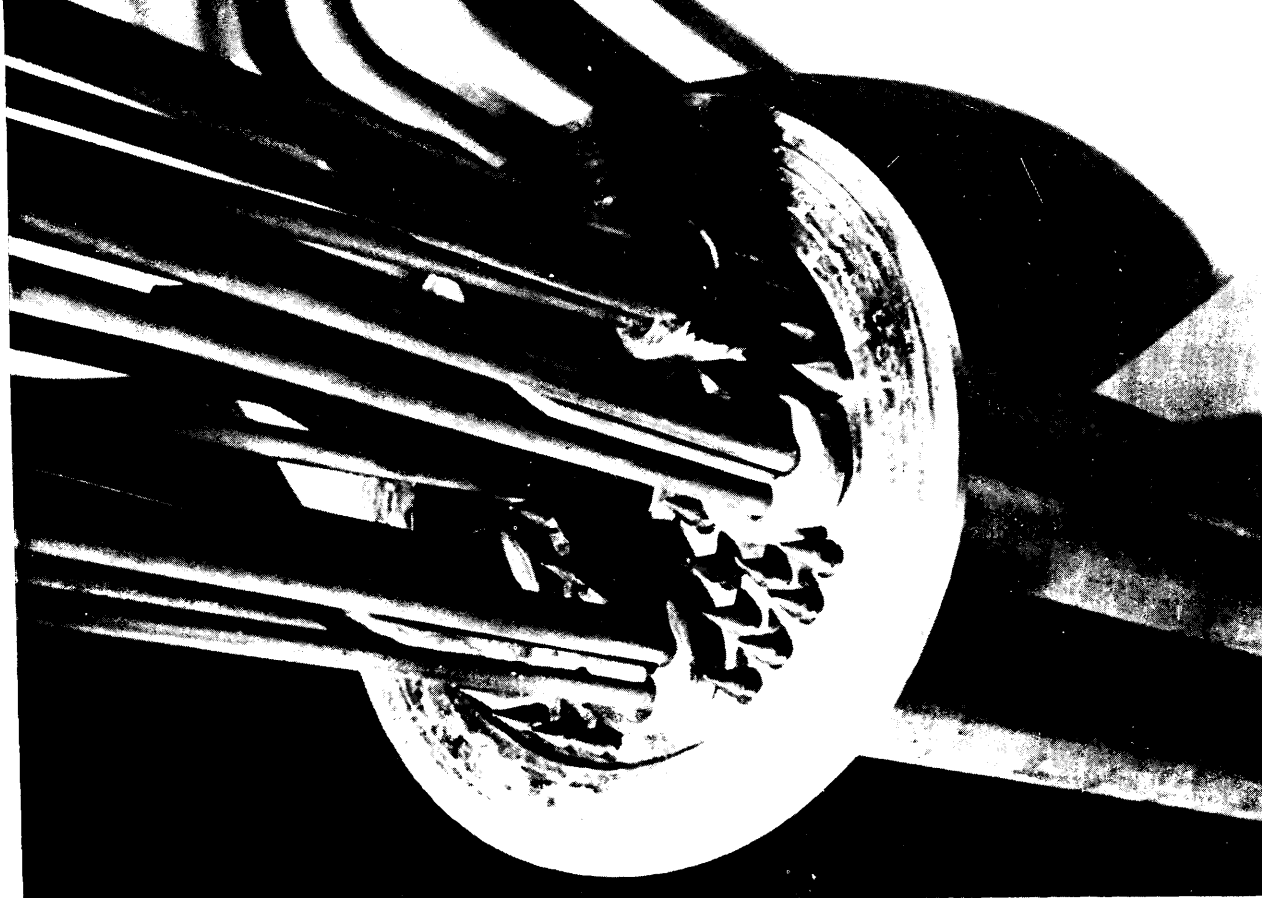


FIG.11.- DETALLE DE LA PLACA DIFUSORA

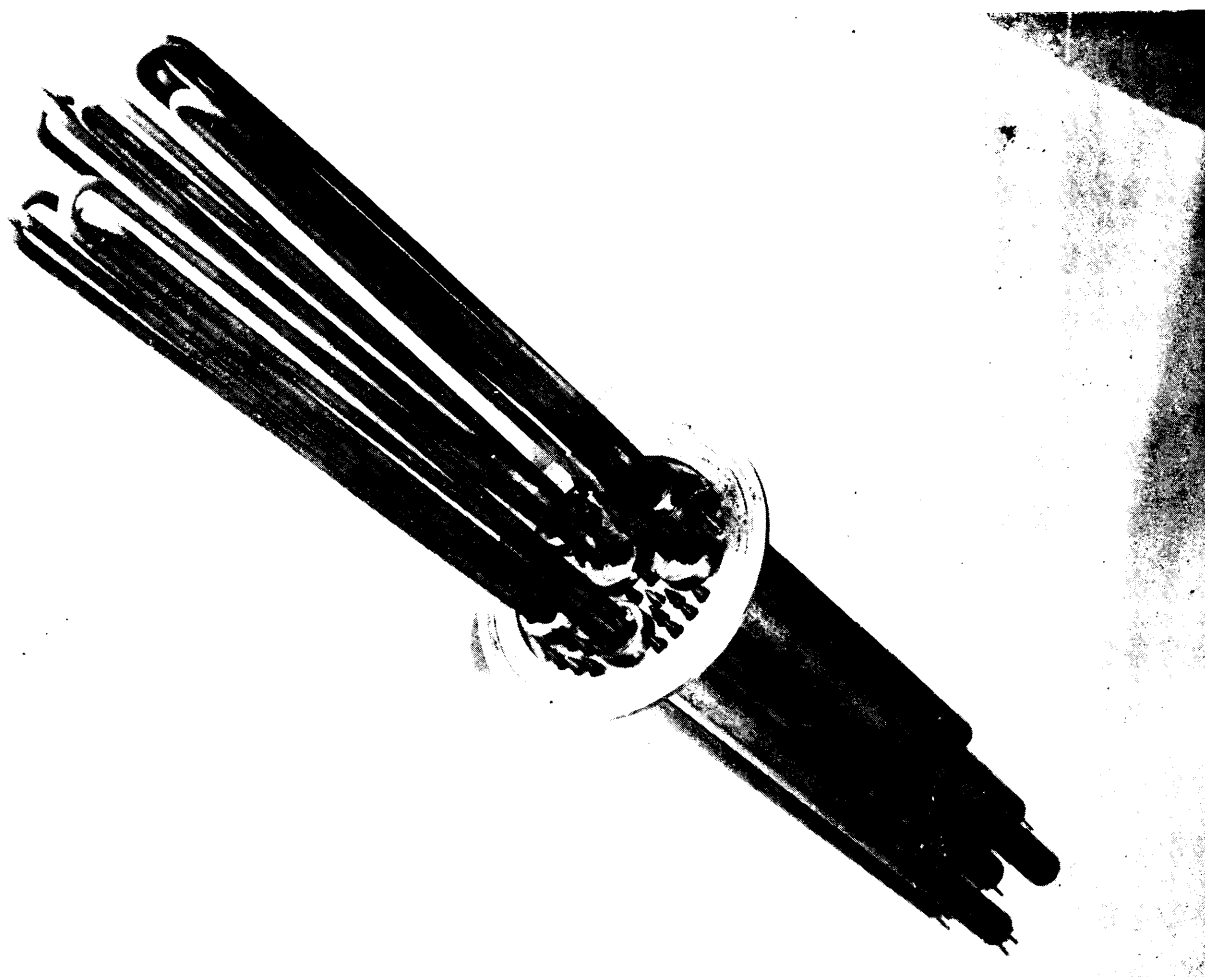


FIG.12.- ELEMENTOS CALEFACTORES ACOPLADOS A LA PLACA DIFUSORA

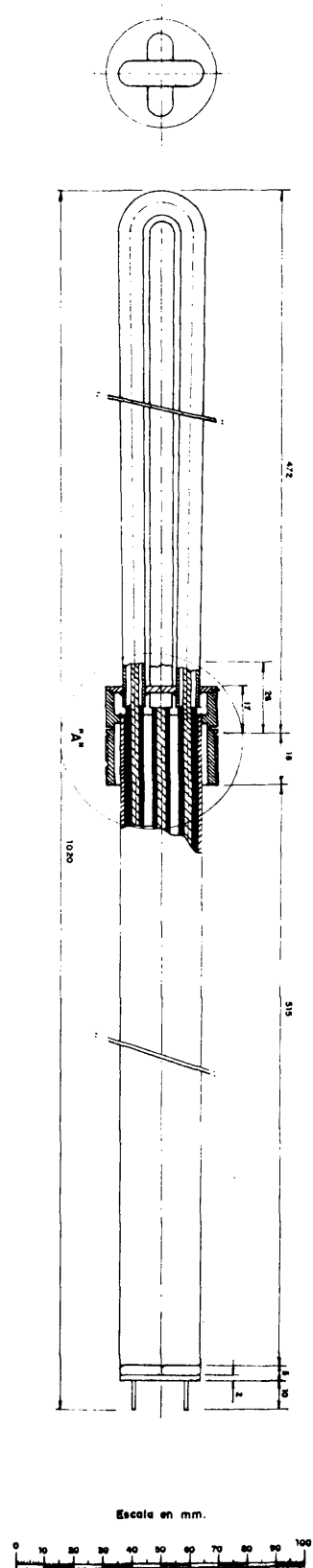


FIG.13.- ESQUEMA DE UN ELEMENTO CALEFACTOR.

3. No hay hornos exteriores de calefacción; todo el aporte calorífico se efectúa desde el interior con lo que el rendimiento térmico del sistema es el máximo posible.
4. Los elementos interiores de calefacción eléctrica no están protegidos cada uno de ellos por un termopar, regulador, contactor, etc, tal como ocurre en otras instalaciones industriales semejantes (116). Su diseño y los materiales empleados hacen innecesarias tales precauciones, a pesar de las fuertes densidades de potencia utilizadas.
5. La boquilla de pulverización no tiene el circuito de calefacción con agua caliente normalmente empleado para evitar cristalizaciones o descomposiciones en su interior del nitrato de uranilo. La boquilla se ha diseñado de forma que no se precisa dicho circuito, simplificándose así la construcción de aquella.

3.4. PUESTA EN MARCHA, OPERACION Y PARADA.

Para esta secuencia se elaboraron normas concretas que permitieron el adecuado funcionamiento del equipo (241). En ellas se puso especial atención en la prevención de atascos y obstrucciones, ya fuera por solidificación del nitrato de uranilo en su línea de alimentación o bien por introducción de polvo y trióxido de uranio en las tolvas, conductos de toma de presión, boquilla de pulverización, condensaciones en partes frías, etc.

Cada calcinación se comienza procediendo a la fusión del UNH en los depósitos y comprobando que la línea de suministro al reactor permitirá su libre circulación. Para ello se introduce vapor de calefacción a los serpentines de aquellos y se hace circular agua caliente por líneas y rotámetro. Simultáneamente, se conecta la manta eléctrica de la tolva de recogida del rebosa.

A continuación y para evitar su obstrucción con sólido cuando se carga el reactor, se procede a pasar aire por los conductos siguientes, manipulando convenientemente las correspondientes válvulas: A) UNH en la boquilla. B) Toma de presión inferior del calcinador. C) Idem, superior y D) Tubo de descarga final del reactor. Los caudales respectivos son 14, 1, 14 y 2 litros/minuto. Así mismo, se introduce aire de pulverización a una sobrepresión de 1,5 Atm.

Mientras se realizan estas operaciones, se carga, mediante vacío, la tolva inferior del cabo desde los recipientes de almacenamiento. Acto seguido, por presión (6 Atm), se transvasa en 1 minuto a la tolva superior, y después se conectan los elementos calefactores, comenzándose a pasar el aire de fluidización y de limpieza de filtros, ajustándose convenientemente su programador de apertura de las válvulas de solenoide de forma que se inicie un ciclo de limpieza a los 3 minutos de haber acabado el anterior y de manera que se introduzca aire a cada pareja durante 1/4 seg.

Cuando en el reactor se alcanzan 350°C, se cambia el aire por agua en el conducto central de la boquilla y se conectan elementos de calefacción adicionales para evitar el descenso de la temperatura.

Los flujos del aire de pulverización, fluidización y limpieza de filtros se ajustan a los valores previstos para el ensayo con ayuda de los nomogramas y gráficas de las figs. 14, 15, 16 y 17 y del equipo correspondiente (válvulas, manómetros, etc). Controladas estas variables, se hace el cambio agua-UNH, comenzando así la calcinación propiamente dicha.

La operación del reactor requiere escasa atención pues la limpieza de filtros y el control de temperaturas son automáticos; este último se efectúa con un regulador accionado por un termómetro de lecho de manera que actúa sobre el sistema de alimentación de corriente a uno de los elementos calefactores que, para disminuir la inercia térmica, tiene tan solo una boquilla calefactora.

Los caudales de aire de pulverización, fluidización y UNH se regulan manualmente pero apenas precisan cuidado pues, normalmente, permanecen inalterables. La única operación manual es el vaciado de la tolva de rebosa que de media hora; para ello se cierra la válvula superior y se abre la inferior impidiéndose así el escape de gases a la atmósfera. Cualquier atasco en ella o en el tubo de descarga se deshace con un golpe de presión de aire introducido por una tubuladura existente en la tolva (figs. 7 y 9).

Para la parada de la operación se procede en forma inversa a la puesta en marcha: cambio UNH-agua, desconexión de los elementos calefactores, cambio aire-agua en la boquilla cuando la temperatura alcanza 200°C, descarga del reactor, desconexión del sistema de limpieza de filtros y de la mente calefactora e interrupción de todos los flujos de aire (fluidización, pulverización y purgas).

3.5. BREVE REFERENCIA A LOS ENSAYOS REALIZADOS.

La instalación, tal como se ha descrito, es el resultado de la experiencia y conocimientos adquiridos a lo largo de los 123 ensayos de calcinación efectuados con referencia D-2. En ellos se alimentó nitrato de uranio durante 1800 horas y se produjeron 32 toneladas de UO_3 . Numerosas experiencias duraron escasas horas pues se programaron con el fin de comprobar el funcionamiento de partes específicas del equipo (tolva de descarga por rebosa, elementos interiores de calefacción, etc) o para estudiar ciertas condiciones de operación (limpieza de filtros, formación de tortas, pulverización de nitrato, etc); en cambio en otras, realizadas con el fin de producir trióxido, se mantuvo el reactor en funcionamiento durante 80-100 horas. Por el contrario, por diferentes causas, en 25 ensayos hubo que interrumpir la alimentación de nitrato antes de transcurrida 1 hora de operación.

En la primera calcinación (D-2-1) el reactor se cargó con 15 Kg de trióxido preparado por tamizado manual de producto obtenido por calcinación de peróxido de uranio, de forma que se obtuvo un polvo de aceptables propiedades fluidodinámicas y densidad baja (1 gr/cm^3). Poco a poco las propiedades del trióxido producido fueron adoptando los valores usuales de este método de obtención y así, al cabo de 30 horas de alimentar solución de UNH, el producto estaba completamente estabilizado.

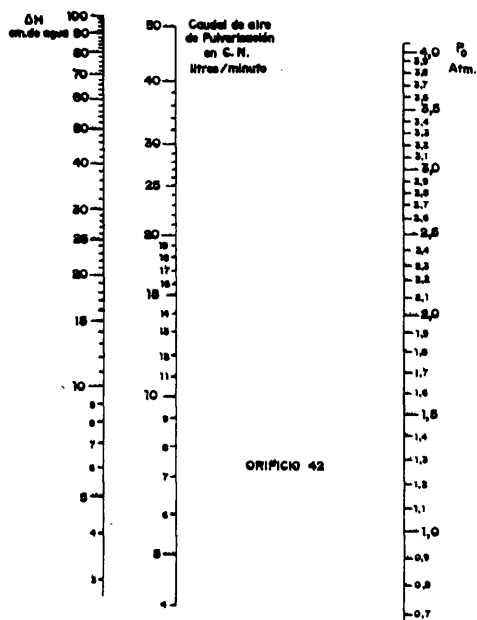


FIG. 14.- NOMOGRAMA PARA EL CALCULO DE LOS CAUDALES DEL AIRE DE PULVERIZACION

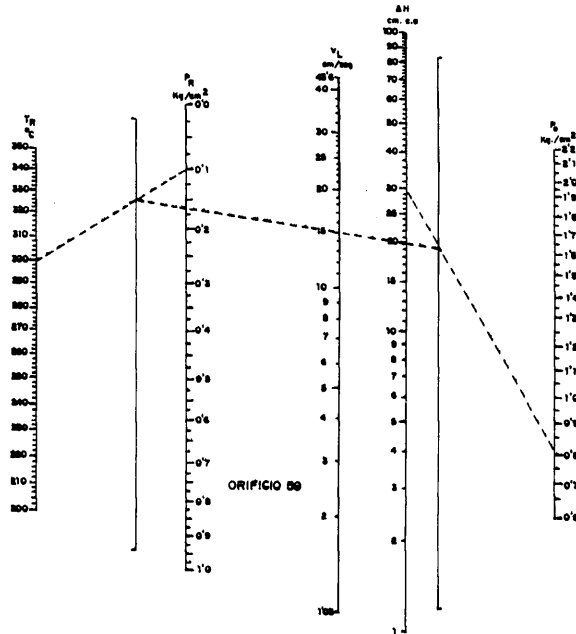


FIG. 15.- NOMOGRAMA PARA EL CALCULO DE LA VELOCIDAD LINEAL DE FLUIDIZACION.

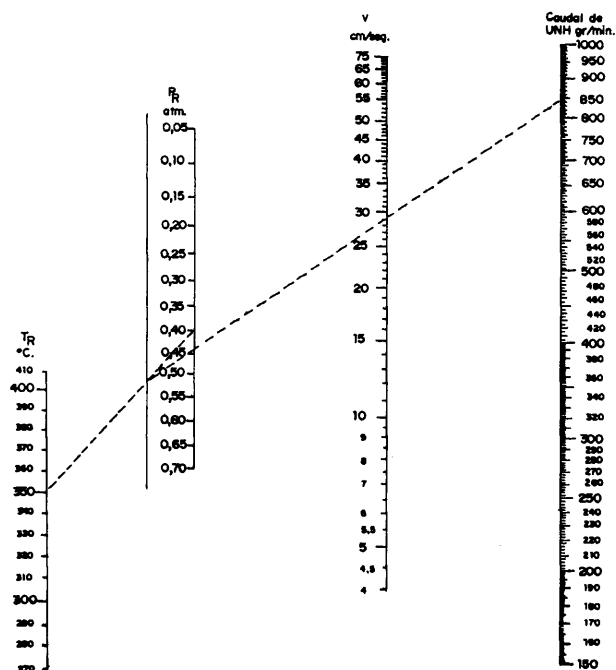


FIG. 16.- NOMOGRAMA PARA EL CALCULO DE LA VELOCIDAD LINEAL DEBIDA A LOS GASES DE DESCOMPOSICION DE LA ALIMENTACION.

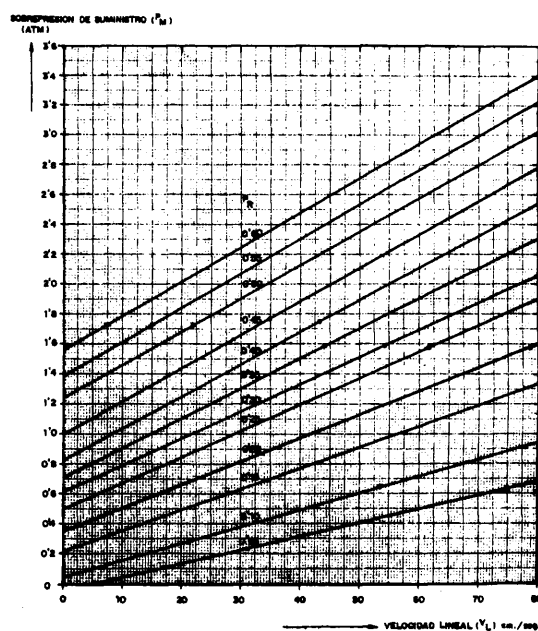


FIG. 17.- SOBREPRESIONES DE SUMINISTRO DEL AIRE DE LIMPIEZA DE FILTROS EN FUNCION DE LA SOBREPRESION DEL REACTOR Y DE LA VELOCIDAD LINEAL TOTAL DE FLUIDIZACION. (16 filtros limpiados dos a dos)

NOMENCLATURA:

ΔH - Pérdida de carga en el orificio medidor
 P_0 - Sobrepresión idem.
 P_R - idem. , en el reactor
 T_R - Temperatura en idem
 V_L - Velocidad lineal en la zona de 314 cm² de sección del reactor

CONDICIONES DE CALCULO:

Presión atmosférica 708 mm. Hg.
 Temperatura ambiente y de calibrado..... 20°C.
 Sección del reactor 314 cm²
 Concentración del UNH 100 % en peso

El reactor fué ensayado bajo distintas condiciones de operación pero el mejor rendimiento se obtiene cuando las principales variables de funcionamiento se encuentran dentro del siguiente intervalo de valores :

Concentración de la alimentación	100% (UNH).
Contenido en H_2SO_4 de la alimentación (b.uranio) .	700-1200 ppm.
Velocidad lineal de fluidización	15-25 cm/seg.
Temperatura	270-290°C.
Caudal de aire de pulverización (en C.N.)	15-25 litros/minuto
Capacidad de producción de UO_3	15-25 Kg/Hr.

Las velocidades lineales se refieren a la zona ancha del reactor contabilizando, únicamente, el aire introducido a través de la placa difusora.

La capacidad de producción expuesta coincide con los valores obtenidos en otras instalaciones industriales (119, 172) ya que equivale, referida a la sección transversal de la zona de calefacción, a 8-14 Kg/Hr.

En el desarrollo del calcinador D-2 hubo múltiples averías y roturas del equipo que en algunos casos determinaron el fracaso del ensayo y en otros pudieron ser subsanadas durante el mismo. La descripción de los pormenores y circunstancias de cada una de estas averías queda fuera de los objetivos del presente trabajo. Sin embargo, si se consideran las zonas o elementos del equipo en que se registraron más averías se puede obtener una idea bastante aproximada sobre las partes más críticas y que, por tanto, requieren, por parte del operador, más atención que las restantes. De esta forma se tiene el siguiente orden :

Boquilla de pulverización y línea de suministro de UNH..	24 averías.
Tolva de recogida del rebose	15 "
Elementos interiores de calefacción	13 "
Rotámetro de medida de UNH	7 "

La interpretación de las causas que motivaron las averías y los defectos de funcionamiento obligó a efectuar numerosas modificaciones hasta llegar al equipo actual. Así, por ejemplo, en el sistema de alimentación de UNH se ensayaron bombas de engranajes, de tornillo salomónico y diferentes tipos de bombeo por presión de aire. El aporte calorífico se realizaba, en un principio, con hornos exteriores exclusivamente pasándose después a compartir este método con diferentes modelos de elementos eléctricos interiores de muy variado diseño hasta que se encontró el actual procedimiento, etc.

En todos los casos fué preciso un cuidadoso estudio del problema, seguido del diseño y ensayo del correspondiente prototipo. Frecuentemente hubo que modificar una y otra vez los modelos hasta llegar a la solución definitiva. Como ejemplos indicativos se pueden citar los casos de la tolva de descarga por rebose, de la que se ensayaron diez modelos distintos, y el de la boquilla de pulverización, resultado final de cuatro o cinco prototipos en cada uno de los cuales se efectuaron numerosas reformas.

Como resultado de estas modificaciones el calcinador se ha simplificado extraordinariamente; una idea de las mejores conseguidas la da el hecho de que, en un principio, las operaciones de puesta en marcha y parada requerían de 6 a 8 horas cada una de ellas, mientras que en la actualidad se realizan en menos de 2 horas.

3.6. PROBLEMAS PRINCIPALES ENCONTRADOS.

Independientemente de las dificultades expuestas en el párrafo anterior, hubo otras que no tuvieron su origen en un defectuoso diseño y concepción de los equipos sino que, en gran parte, estuvieron determinadas por el proceso de calcinación propiamente dicho, dando lugar al fallo total de algunos ensayos y provocando, en ocasiones, la rotura y avería de partes del equipo tales como elementos interiores, fugas de polvo por aumento excesivo de la presión en el reactor, etc.

Estos problemas, sin cuya resolución no era posible el funcionamiento continuado, fueron los siguientes :

1. Aumento continuado de la sobrepresión del calcinador por utilización de superficie de filtración insuficiente y por inadecuado servicio del sistema de limpieza de filtros.
2. Formación de tortas o grandes aglomerados de producto en el interior del lecho.
3. Crecimiento del tamaño de partícula del trióxido de uranio obtenido.

Los dos primeros fueron resueltos mediante un estudio cuidadoso de los mismos según se explica en los próximos capítulos, y el tercero se evitó operando a temperaturas inferiores a 290°C para ciertos valores de las otras variables de funcionamiento. En la actualidad, se está realizando en las instalaciones de planta piloto de la JUNTA DE ENERGIA NUCLEAR, un trabajo de investigación tendente a conseguir el control del tamaño y de la distribución granulométrica de las partículas de UO_3 producidas en el calcinador de lecho fluidizado.

4. LIMPIEZA DE FILTROS.

4.1. INTRODUCCION.

Los tamaños finos de producto que son alutriados constantemente del lecho fluidizado por los gases del reactor se depositan sobre los filtros de metal poroso sinterizado colocados en su parte superior. De esta forma, aumenta paulativamente el espesor de la capa de finos depositada en los filtros lo que determina una elevación de la pérdida de carga de los gases al atravesar el equipo filtrante y, en consecuencia, una mayor presión en el reactor si se quieren mantener constantes las condiciones de operación (velocidades lineales de los gases y caudales de alimentación de nitrato de uranio).

Para desprender la torta de finos podrían, en principio, utilizarse diversos procedimientos tales como rascadores accionados mecánicamente, vibradores, etc, pero su aplicación en el caso concreto del calcinador de lecho fluidizado no sería práctica ya que complicaría tanto al equipo como a su funcionamiento. El método que ha dado mejores resultados en este tipo de reactores consiste en introducir una corriente de gas en sentido contrario al de filtración para que, al circular a través de los filtros, produzca el desprendimiento de la torta, siendo muy crítico el caudal de limpieza pues si se emplea un valor demasiado pequeño la torta de finos no se desprende, acumulándose cada vez en mayor cantidad sobre el filtro y aumentando la pérdida de carga. Por el contrario, si el caudal sobrepasa un cierto límite pueden originarse graves inconvenientes (195).

Ante la importancia de los aspectos prácticos del problema se estudiaron detalladamente los procesos de filtración y limpieza, se estableció la expresión real del caudal óptimo de limpieza y se simplificó el equipo.

4.2. ESTUDIO DEL CAUDAL NECESARIO.

4.21. EQUIPO Y PROCEDIMIENTO OPERATORIO.

En todos los ensayos realizados se emplearon cuatro unidades de acero inoxidable tipo 316, poroso sinterizado, adquiridas en la casa Pall Corporation, de Glen Cove, N.J. USA. Su designación en el catálogo es 8-12-18-G y sus características principales son :

Longitud	46 cm.
Superficie de filtración ...	674 cm ² .
Sección	Elíptica.
Tamaño medio de poro	10 micras.

Su capacidad de retención de sólidos, según catálogo, es del 100% para tamaños superiores a 1,8 micras y del 98% para tamaños de 0,7 micras.

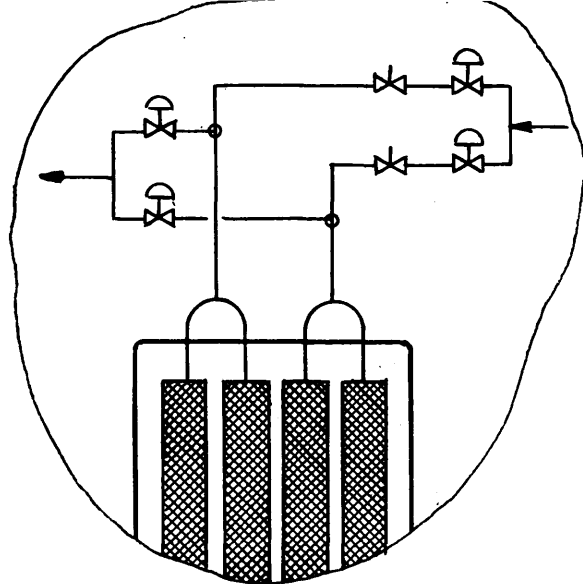
Estos filtros se situaron en el interior de una columna de vidrio de 14 cm de diámetro (fig. 18) provista de una placa difusora de escayola tallada y en todo semejante a la descrita en el sexto capítulo de este trabajo.

El producto utilizado, 7,5 Kg de UO_3 , tenía un 80% de partículas comprendidas entre 200 y 250 micras y el resto eran finos (menores de 40 micras).

Los flujos de aire de fluidización y el de limpieza se controlaban con orificios medidores. En la instalación inicial el de limpieza se introducía independientemente a cada filtro mediante un sistema de líneas constituido por cuatro conducciones, una por filtro y una quinta de escape. Con esta disposición se conseguía que a todos los filtros les entrase el mismo caudal de limpieza, calculado y medido en el orificio 4, venciendo la presión existente en el reactor, pudiéndose modificar a voluntad, en plena operación, las condiciones de trabajo. Esto se lograba debido a las siguientes circunstancias :


1. En cada una de las cuatro primeras líneas existían dos válvulas : de solenoide una, con características fijas, y de regulación la otra. Esto permitía, accionando la última, tener idénticas características de pérdida de carga/caudal para cada uno de los sistemas válvula de solenoide-válvula de regulación-filtro.
2. En la línea de escape se regulaba el caudal de limpieza mediante dos válvulas (5 y 6) que reproducían a cada uno de los sistemas val. solenoide-val. regulación-filtro y otra tercera, 8, que proporcionaba, para el caudal de limpieza deseado y medido en 4, una sobrepresión en 7, idéntica a la existente en el reactor cuando se iniciaba el ciclo de limpieza.

En primer lugar, se ajustaban cada una de las cuatro válvulas 2 y 6 dando escape libre al aire a través de los filtros e inmediatamente después de la última, respectivamente, de forma que se obtuvieran las mismas características en las cinco líneas. A continuación, se cargaba el lecho y se comenzaba a fluidizar a una velocidad lineal de 20 cm/seg. y que es suficiente para la completa elutriación de los finos y, además, es la de trabajo normal, en este tipo de reactores; los filtros se recubrían de finos y




 Válvula de solenoide.- todo/nada


 Válvula de regulación


 Orificio medidor y manómetros diferenciales

MONTAJE UTILIZADO PARA LA LIMPIEZA SIMULTANEA DE DOS FILTROS.

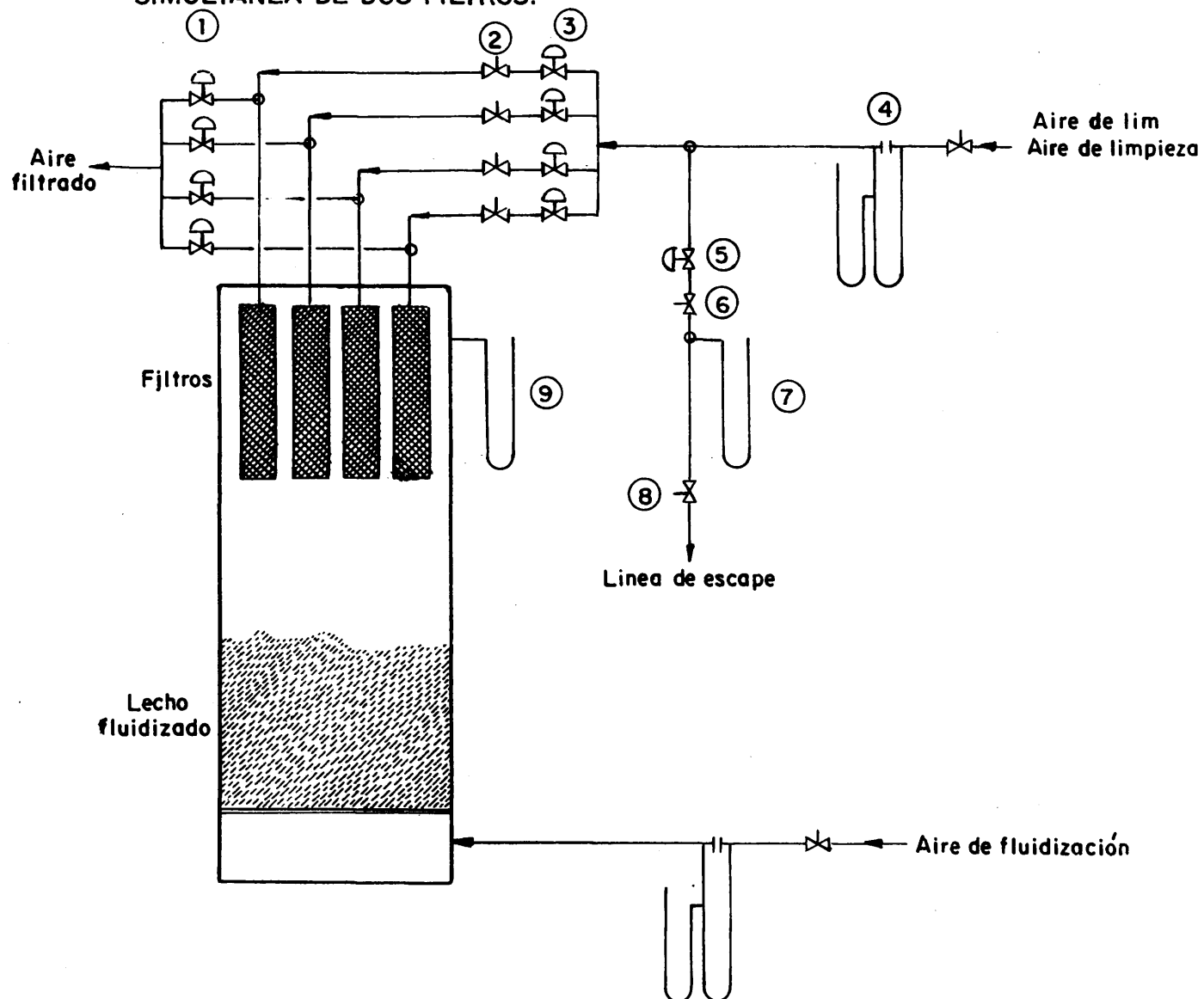


FIG.18 .- ESQUEMA DEL EQUIPO UTILIZADO EN LOS ENSAYOS PREVIOS DE LIMPIEZA DE FILTROS

el aire filtrado salía a la atmósfera a través de las válvulas 1 y, mientras tanto, se manipulaban las válvulas 4 y 8 de manera que para el caudal de limpieza deseado el manómetro 7 señalase la sobrepresión que tenía que existir en el lecho para iniciar el ciclo de limpieza.

Cuando se alcanzaba la citada sobrepresión (manómetro 9) se cerraba una cualquiera de las válvulas 1 y la 5, abriéndose simultáneamente la correspondiente válvula 3; el aire de limpieza atravesaba el filtro sin apenas oscilar los manómetros diferenciales del orificio 4 y la capa de finos caía en el lecho en donde se mezclaba con el resto del producto. Acto seguido, se cerraba 3 y se abrían 1 y 5, continuándose, mediante análogas operaciones, la limpieza de los restantes filtros.

Inicialmente, la duración de la corriente limpiadora era de un segundo.

4.22. LIMPIEZA CON CAUDAL EN EXCESO Y ESCASO.

Cuando la filtración se realiza normalmente, la mayor parte de los finos queda en el exterior del metal poroso, actuando así como verdadero material filtrante. Sin embargo, algunas partículas penetran ligeramente en el interior de los múltiples canales microscópicos depositándose a la entrada de ellos, e incluso, un número muy escaso avanza más en su interior, siendo tanto menor su cuantía cuanto más alejado de la superficie exterior esté el punto que se considere (195).

Si la limpieza se realiza con un fuerte flujo de gas (caudal en exceso), no solo se desprenden las capas exteriores sino que también son expulsadas las partículas que quedaron a la entrada de los poros. Por el contrario, es muy difícil que encuentren la salida las que se alojaron más profundamente. De esta forma, para el segundo ciclo, el material está en peores condiciones que para el primero ya que es igual de vulnerable a las partículas que penetrarán hacia su interior, pero con la desventaja que contiene ya cierto número de ellas. En sucesivos ciclos de limpieza-filtración, se llenan cada vez más los poros al no existir un "tapón" protector a la entrada de ellos, ya que se elimina a cada limpieza, hasta que llega un momento en que el filtro queda inutilizado, necesiéndose procedimientos químicos para restituirlo a su condición primitiva (242), habiendo casos, incluso, en los que ni de esta manera se recupera el filtro (243).

Ante los inconvenientes descritos, se comenzó experimentando con caudales de limpieza escasos, adoptándose el criterio de que su cuantía no sobrepasase al 50% del flujo de aire de fluidización (195), expresados ambos en las condiciones del lecho.

El primer ensayo se realizó con dicho porcentaje y se inició con una sobrepresión en el lecho de 13 cm Hg, efectuando las limpiezas cuando aquella alcanzaba 22 cm Hg; al llevar a cabo la primera, la presión (sobrepresión inicial) disminuyó solamente hasta 14 cm Hg. De nuevo la presión aumentó a 22 cm y se realizó la segunda limpieza y así sucesivamente, pero cada vez el desprendimiento de finos era menor y las sobrepresiones iniciales más altas, 15,5, 16,7 cm, etc, hasta alcanzar 22 cm, no consiguiéndose en ese momento caída alguna de finos.

Sin interrumpir la operación y manteniendo constante la velocidad de fluidización, se dejó aumentar la presión a 30 cm, ajustándose a estas nuevas condiciones, para la misma relación del 50% ya citada, el caudal de limpieza en el orificio 4 y en la línea de escape (fig. 18). Al realizar la primera limpieza, la sobrepresión inicial descendió a 19,8 cm, produciéndose un desprendimiento apreciable de torta, pero, en los siguientes ciclos, continuó aumentando hasta alcanzar 30 cm, en cuyo momento no se conseguía que los finos cayesen de los filtros.

Tantas veces como se repitió la experiencia se obtuvo el mismo resultado, incluso cuando se limpiaban los filtros dos a dos (apartado 4.24).

Estos ensayos mostraron que en esas condiciones el caudal de limpieza era escaso pues no se producía el desprendimiento total de la torta, llegando a ser nulo al cabo de unos cuantos ciclos. Lógicamente, al cepillar los filtros recuperaban sus características primitivas ya que en todo momento hubo capas protectoras que impidieron la penetración de los finos en el interior de los poros.

4.23. EL CONCEPTO DE ADHERENCIA.

Estos hechos permitieron interpretar el proceso de la adherencia de las tortas a la superficie filtrante y su posterior desprendimiento, lo que ha llevado al establecimiento del caudal óptimo de limpieza.

El aire de fluidización al atravesar el filtro tiene que circular a través de la capa de finos depositada sobre él y a través del material metálico poroso. Inicialmente, las primeras porciones de polvo depositadas son adheridas con una fuerza correspondiente a la pérdida de carga del aire al atravesar la capa de finos y que será igual a $(13 - x)$ cm. de mercurio, representando por "x" la diferencia de presión existente entre el filtro metálico (inmediatamente después de la capa de finos) y el exterior. Esa fuerza aumenta hasta hacerse proporcional a $(22 - x)$ cm. de mercurio en cuyo momento se procede a la primera limpieza.

El aire de limpieza circula en sentido contrario al de filtración y primero debe atravesar el material metálico y después la torta. Sobre esta ejerce una fuerza de desadherencia en sentido contrario a la de adherencia y proporcional al caudal empleado. Si este no es el adecuado no será capaz de desprender a toda la torta y si únicamente a las capas más exteriores que se exfolian y caen. Como resultado queda material unido al filtro con una fuerza de adherencia resultante de la diferencia entre la de adherencia antes de la limpieza y la de desadherencia proporcionada por la citada limpieza.

Si en estas condiciones se procediese inmediatamente a una nueva limpieza, no se conseguiría ninguna ventaja adicional (y de hecho así se ha comprobado) ya que la fuerza de desadherencia sería menor al ser más pequeña la pérdida de carga puesto que el espesor de la capa de sólidos es inferior pudiendo así escapar el aire de limpieza más libremente. Incluso esto se ve facilitado por la apertura de caminos preferentes.

En el segundo ciclo las circunstancias iniciales son peores ya que hay una primera capa residual adherida con cierta fuerza positiva y sobre ella se va depositando una nueva capa de finos con la misma fuerza con que se depositó la del primer ciclo. La presión final será la misma pero la adherencia global representativa será mayor ya que los sólidos resultantes del primer ciclo fueron sometidos a un proceso de compactamiento (dos "golpes de presión" de 22 cm de mercurio).

Al proceder a la segunda limpieza la fuerza disponible para desadherir a los sólidos es la misma ya que el caudal es idéntico y como resultado se tendrá que el desprendimiento de ellos será menor que en el caso anterior al ser mayor que antes la adherencia. El proceso continúa así sucesivamente hasta que llega un momento en que los sólidos están tan "compactados" por los sucesivos ciclos que no se produce desprendimiento alguno de ellos.

Si se deja aumentar la presión a un valor superior, por ejemplo 30 cm de mercurio, se producirá una nueva compresión de las capas por una fuerza proporcional a $(30-y)$ cm mercurio, siendo "y" la pérdida de carga del gas desde la interfase torta-filtro al exterior. Al calcular con el mismo criterio las nuevas condiciones de limpieza se obtiene un flujo másico de aire superior al anterior que actúa sobre una capa de sólidos que en parte se formó a sucesivos compactamientos con diferencias de presión máximas $(22-x)$ cm de mercurio y el resto, la fracción menor, a $(30-y)$. Como resultado este aire de limpieza exfolia, con su fuerza de desadherencia calculada por defecto para $(30-y)$ cm de mercurio pero superior a la calculada para $(22-x)$, también por defecto, parte de las capas antiguas que arrastran en su caída a todas las nuevas formadas a diferencias de presión $(30-y)$ cm de mercurio. De esta forma se produce un momentáneo descenso de la presión inicial.

El segundo periodo de filtración aporta nuevos finos y ello determina que la torta resultante tenga unas características más homogéneas y dependientes de las nuevas condiciones, con sólidos cada vez más compactos y adheridos, por lo que el caudal en defecto de aire de limpieza, si bien desprenderá a gran parte del nuevo producto, apenas tendrá poder para desadherir a las capas antiguas. Con los sucesivos ciclos esto será más palpable y de nuevo se tendrá una situación semejante a cuando se operaba con una presión máxima de 22 cm de mercurio.

De acuerdo con lo expuesto, la fuerza de adherencia de las tortas al filtro y la de desadherencia ejercida en la limpieza, están determinadas por las pérdidas de carga de los flujos respectivos al atravesar a las capas de finos y, a su vez, estas pérdidas de carga son función de dichos flujos de forma que cuanto mayor sea el caudal de filtración más fuerte será la adherencia, necesitando mayores flujos de limpieza para así tener fuerzas de desadherencia superiores.

4.24. CAUDAL OPTIMO.

Las fuerzas de adherencia deberán referirse al caudal máximo que atraviesa el filtro y, por tanto, hay que tener en cuenta que cuando se limpia uno o varios filtros simultáneamente, las unidades filtrantes en ese momen-

to son $N' - N_0'$ y que por ellas no solo pasa el aire fluidizante sino también el empleado en la limpieza. De esta forma, se tiene :

$$\text{Caudal máximo / Filtro} = \frac{v'S'}{N' - N_0'} + \frac{q_L N_0'}{N' - N_0'} \quad 1.$$

Designando por ψ a la relación entre el flujo de limpieza por filtro y ese caudal, al flujo total de limpieza a emplear en uno o varios filtros ($q_L N_0'$), cuando estos se limpian simultáneamente, es :

$$q'_L = \psi \frac{v'S'N_0'}{N' - (1 + \psi)N_0'} \quad 2.$$

La cuantía del coeficiente ψ se estableció realizando varios ensayos de 500 minutos de duración a diferentes valores de dicho coeficiente (0,125, 0,250, 0,375 y 0,500), limpiando únicamente un filtro cada vez ($N_0' = 1$). En la fig. 19 se muestra la evolución de las presiones iniciales con el tiempo, observándose que para $\psi = 0,500$ se consigue un adecuado funcionamiento de los filtros por lo que la expresión correcta es :

$$q'_L = 0,5 \frac{v'S'N_0'}{N' - 1,5N_0'} \quad 3.$$

Como comprobación y, así mismo, con objeto de simplificar las instalaciones, se llevaron a cabo una serie de ensayos limpiando los filtros dos a dos ($N_0' = 2$), según el montaje esquematizado en el detalle de la fig. 18. La técnica operatoria fue la misma que la empleada cuando se limpiaba uno solo y se pudo confirmar que las sobrepresiones iniciales no aumentaban cuando el flujo de limpieza se calculaba según la ecuación 3. En efecto, los filtros se limpiaban perfectamente sin que el aire de limpieza saliese con preferencia por uno de ellos dejando al otro con fines puros, incluso, en experiencias realizadas con uno de los filtros de cada pareja recubierto de fieltro estando el otro totalmente exento de ellos, el aire entraba a ambos por igual ya que la torta se desprendía con toda normalidad.

4.3. EMPLEO DE BOQUILLAS EYECTORAS.

4.3.1. FUNDAMENTOS.

Un eyector es un aparato capaz de bombear un producto fluido o sólido suspendido en un fluido desde un lugar a otro gracias a la succión producida

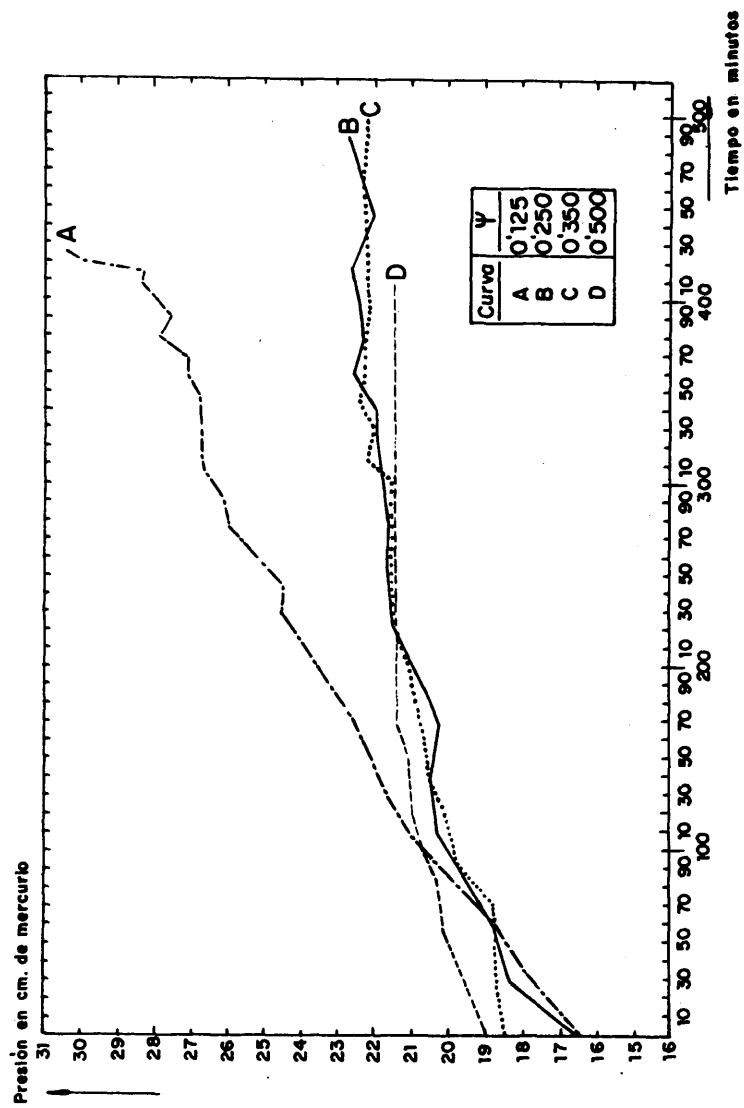


FIG.19.- PRESIONES EN LA COLUMNA DESPUES DE CADA LIMPIEZA VS. TIEMPO .
 Parámetro : Relación de caudal de limpieza a caudal de filtración

por el flujo impulsor o motor al sufrir una contracción en su vena, la cual se recupera, posteriormente, debido al diseño del aparato, obteniéndose de nuevo presiones relativamente altas comparadas con la de succión. Su aplicación a la limpieza de filtros se basaría en lo siguiente :

El gas precedente del reactor pasaría por el filtro para salir, una vez limpio, a la atmósfera después de atravesar el difusor (fig. 20.A). En el momento de limpiar con soplido en sentido contrario (fig. 20.B) el chorro de gas dirigido por la boquilla penetraría en el difusor, aspirando, tal vez, parte del gas de su alrededor debido al vacío producido por la contracción de la vena de fluido. Este chorro de gas sale del difusor expansionándose en forma gradual y creando una presión que se supone es capaz de desprender la torta de finos de la superficie del filtro a la vez que interrumpe la salida del flujo filtrado.

Al emplear una boquilla eyectora para la limpieza de los filtros de un reactor de lecho fluidizado, se conseguiría una simplificación importante en el sistema, puesto que no serían necesarias las líneas de escape de los gases filtrados ni las válvulas en ellas instaladas (fig. 18), ya que dichos gases saldrían a través de los difusores respectivos y se reunirían en la cámara colectora para, desde allí, abandonar el sistema.

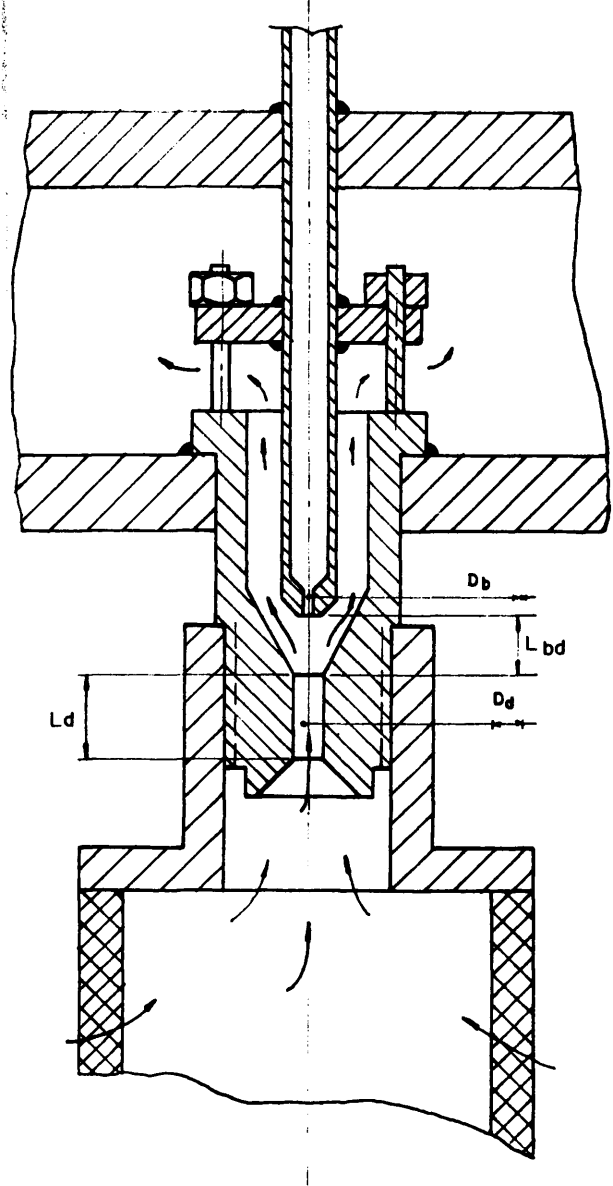
Al no existir las válvulas en la línea de escape, desaparece una de las principales dificultades de este tipo de reactores ya que dichas válvulas trabajan en condiciones muy críticas. Por ejemplo, en el calcinador de lecho fluidizado los gases filtrados (vapores nitrosos) salen a 300°C, originándose problemas de corrosión, agrietamientos, fugas, cierres defectuosos, etc, lo que determina, en la mayor parte de los casos, la imposibilidad de una perfecta sincronización del cierre de estas válvulas con la apertura de la correspondiente entrada del gas de limpieza.

En la fig. 21 se muestra un esquema de la instalación de laboratorio apreciándose la simplificación conseguida con respecto a la instalación indicada en la fig. 18.

4.32. ESTUDIO DE LAS CARACTERISTICAS DE LOS EYECTORES.

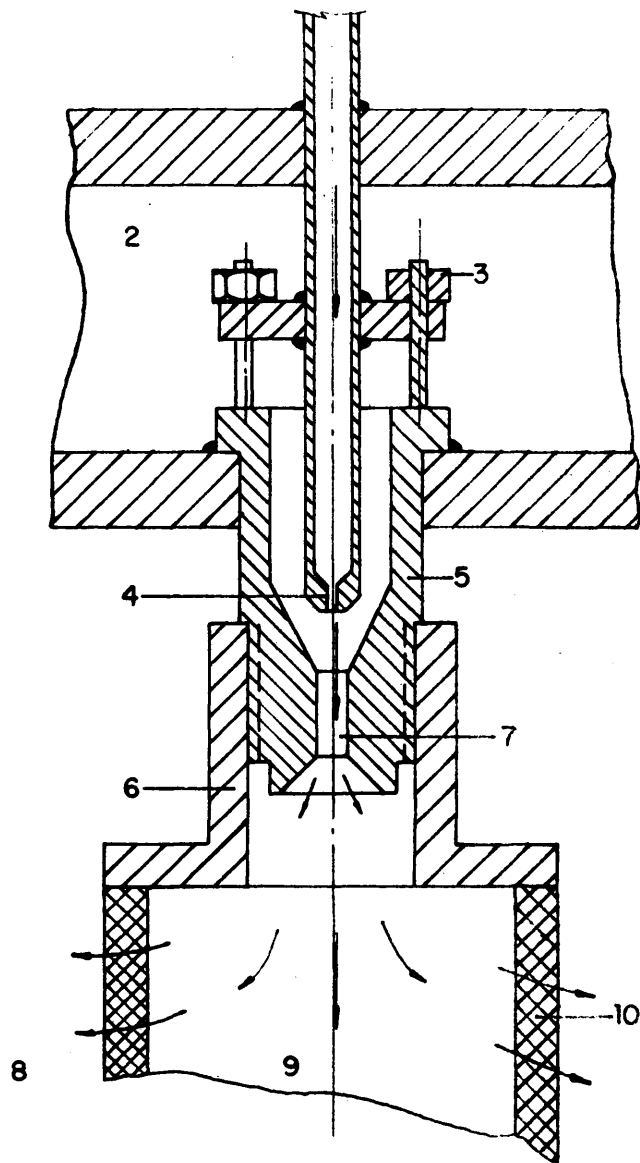
Los conceptos de adherencia de tortas, caudales óptimos, limpieza simultánea de varios filtros, etc, desarrollados anteriormente son aplicables al caso de limpieza de eyectores. En función de ello fué necesario un estudio inicial sobre sus propiedades de manera que se pudiesen conocer sus dimensiones críticas para así, con el menor caudal motor posible, conseguir presiones suficientes a la salida del difusor para desprender la torta de finos atravesando el filtro un caudal neto dentro de las especificaciones conocidas.

Anteriores trabajos en la JUNTA DE ENERGIA NUCLEAR (244) con reactores de lecho fluidizado en contracorriente, habían mostrado que las dimensiones críticas de un eyector eran (ver fig. 20) los diámetros de la boquilla (D_b) y del difusor (D_d), la distancia boquilla-difusor (L_{bd}) y la longitud de este (L_d).



A- PERIODO DE FILTRACION

- 1 - Llegada del aire de limpieza
- 2 - Cámara colectora de gases filtrados
- 3 - Tornillos y tuercas para ajuste de distancia
- 4 - Boquilla
- 5 - Cuerpo del eyector



B- PERIODO DE LIMPIEZA

- 6 - Parte sólida del filtro
- 7 - Cámara difusora
- 8 - Reactor
- 9 - Interior del filtro
- 10 - Metal poroso

FIG.20.-ESQUEMA DEL FUNCIONAMIENTO DE UN EYECTOR

El problema quedó centrado en el diseño de una boquilla cuyo difusor ofreciese poca pérdida de carga al aire filtrado y que a su vez fuese capaz, durante la limpieza, de producir una presión superior a la determinada por dicha pérdida de carga y así fuese posible el flujo de gas a través del filtro hacia el interior del reactor.

El estudio de los eyectores no se realizó con ellos acoplados a los filtros debido a que por desconocimiento de sus características podrían emplearse caudales excesivos que determinarían la inutilización total de los filtros. Para vencer esta dificultad se montó una instalación (fig. 22) que proporcionó los datos buscados y que, en cierta forma, reprodujo en el laboratorio el funcionamiento de un eyector acoplado a un filtro. En esta instalación, el caudal motor o inductor, q_g , se mide en un orificio y llega al eyector donde induce un flujo desde o hacia el exterior, determinando un caudal, q'_l , que atraviesa el difusor, la válvula de regulación y el rotámetro de medida; de esta forma, para cada eyector, es posible establecer el caudal motor necesario para conseguir, con una presión port-difusor dada ($P_C \approx P_R$), un caudal q'_l previamente establecido (ecuación 2).

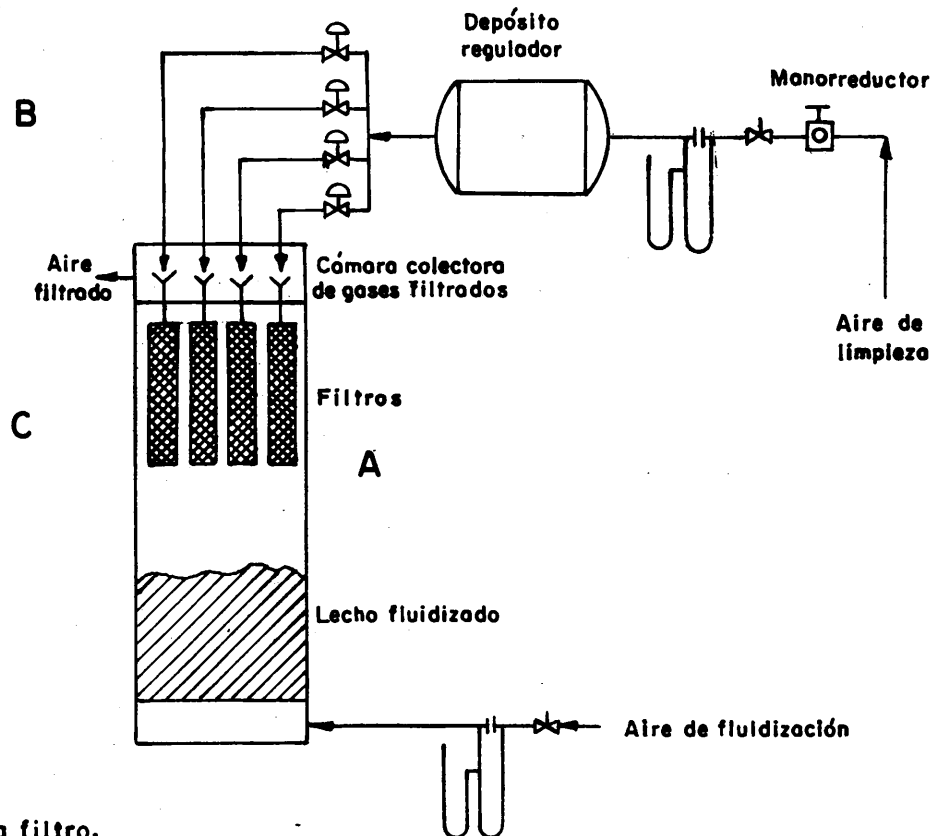
La válvula 5 provoca una pérdida de carga que debe vencer el fluido después de atravesar el difusor, a semejanza de lo que ocurrirá en el reactor durante la limpieza, antes de salir al espacio libre con el cual ya se comunicó a su paso por el eyector. Este espacio libre es el equivalente a la cámara colectora de filtrado (figs. 20, 21, 22) donde debe volver el fluido que pasa por el eyector después de atravesar el filtro que limpia y los restantes en periodo de filtración.

Observando la fig. 22 se deduce que P_C no corresponde exactamente con la presión del reactor P_R , que es una de las medidas prácticas que se hacen durante el funcionamiento de este. Esto podría determinar errores en la aplicación al calcinador de las gráficas de calibrado obtenidas en el laboratorio, pero los ensayos en planta han mostrado que la pérdida de carga que sufre el aire de limpieza al atravesar el filtro es prácticamente despreciable; de esta forma, las diferencias que se originarían al utilizar P_R en dichas gráficas en las que se ha representado P_C , quedan ampliamente superadas por los errores experimentales.

En la instalación descrita se calibraron eyectores en los que las dimensiones críticas adoptaron los valores siguientes :

Diámetro del taladro de la boquilla (D_b)	1,5 y 3,5 mm.
Diámetro del taladro del difusor (D_d)	3,5 y 5,0 "
Distancia boquilla difusor (L_{bd})	4; 5 y 6 "
Longitud del difusor (L_d)	10 mm.

Esto determiné 12 tipos distintos de eyectores. Los calibrados de cada uno se hicieron midiendo los caudales inductores (q_g), las presiones "post-difusor" (P_C) y los caudales que atravesaban el rotámetro (q'_l), consistiendo el método operatorio en establecer unas lecturas fijas en el rotámetro, a alcanzar cada una de ellas para distintas posiciones de la válvula 5, siendo preciso para ello variar los valores de q_g , lo que determinaba presiones P_C diferentes.

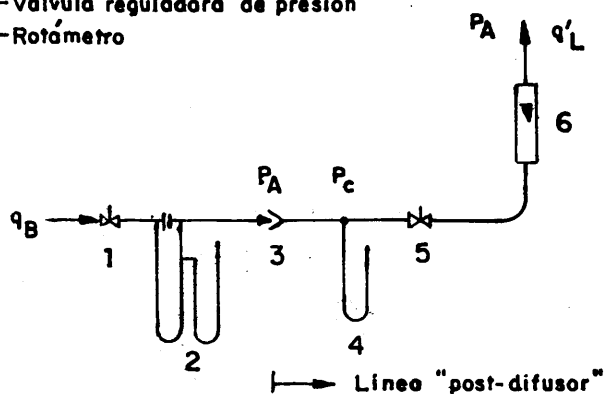


- A.- Limpieza individual de cada filtro.
- B.- Limpieza simultanea de dos filtros empleando un eyector para cada filtro.
- C.- Limpieza simultanea de dos filtros empleando un eyector para los dos.

NOTA.- Para la representación de partes del equipo véase la figura 18.

FIG.21.-ESQUEMA DE LA INSTALACION DE LIMPIEZA DE FILTROS CON BOQUILLA.

- 1.- Válvula de regulación del flujo inductor e motor
- 2.- Orificio medidor
- 3.- Eyector
- 4.- Manómetro de mercurio
- 5.- Válvula reguladora de presión
- 6.- Rotámetro



INSTALACION DE LABORATORIO

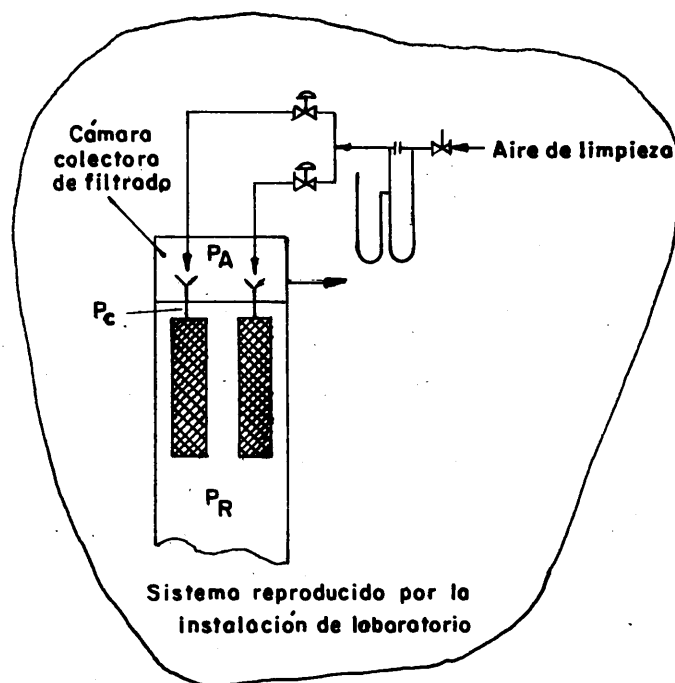


FIG.22.-INSTALACION DE ENSAYO DE BOQUILLAS EYECTORAS. EQUIVALENCIA CON EL EQUIPO DE FILTRACION.

Los ensayos se completaron con la medida de pérdidas de carga de flujos de aire circulantes en el sentido de filtración, es decir, en dirección opuesta a la usual en los eyectores.

En la fig. 23 se muestran las gráficas de calibrado de dos de los eyectores estudiados y en la fig. 24 las distintas curvas obtenidas para alguno de ellos funcionando en el sentido de filtración. De estos calibrados se obtuvieron observaciones útiles para su funcionamiento :

1. La influencia de los cambios de pérdida de carga en la línea "post-difusor", sobre el caudal que atraviesa el rotámetro (q'_L) es tanto más fuerte cuanto mayores son los diámetros del difusor (D_d) y las distancias boquilla-difusor (L_{bd}).
2. A igualdad de pérdida de carga en la línea "post difusor", la disminución en los valores de las tres dimensiones críticas (D_b , D_d y L_{bd}) determine menores requerimientos de flujo motor para hacer circular fluido a través del rotámetro.
3. La pérdida de carga de los gases a través del eyector en el sentido de filtración aumenta al disminuir el diámetro del difusor y la distancia boquilla-difusor.

De acuerdo con las ideas anteriores, la elección de las dimensiones críticas es una cuestión de compromiso. En efecto, desde el punto de vista de resistencia al flujo de gases en el sentido de filtración interesa emplear diámetros del difusor y distancias boquilla-difusor grandes, pero ello determina el empleo de caudales inductores (q_g) elevados para vencer pérdidas de carga normales. En esta elección no debe olvidarse la primera observación sobre las oscilaciones fuertes de q'_L con eyectores de D_d y L_{bd} grandes, ya que en tal caso el control del flujo que atraviesa el filtro será muy difícil con el consiguiente peligro de obstrucción definitiva de aquel. Es más, durante la limpieza de un filtro es posible exista una amplia variación de dicho caudal a pesar de mantener q_g constante, ya que la resistencia a vencer no es la misma al principio (filtro sucio) que al final (filtro limpio).

4.33. LIMPIEZA CON UN EYECTOR POR FILTRO.

Una vez estudiadas las características de los eyectores, se pasó a su ensayo en el equipo de laboratorio empleando un eyector para cada filtro, tal como se indica en el esquema A de la fig. 21. La sencillez de la instalación permitió un mejor control de las limpiezas y un mayor automatismo en el equipo de válvulas de solenoide; estas se conectaron a un programador que las abría cada cierto tiempo, permaneciendo abiertas un intervalo previamente establecido.

La experimentación se simplificó con respecto a la descrita en 4.21 ya que no fue preciso el empleo de válvulas reguladoras en las líneas de limpieza. En efecto, debido a la apreciable pérdida de carga impartida por el orificio de cada boquilla, idénticos en todas, las líneas quedaron

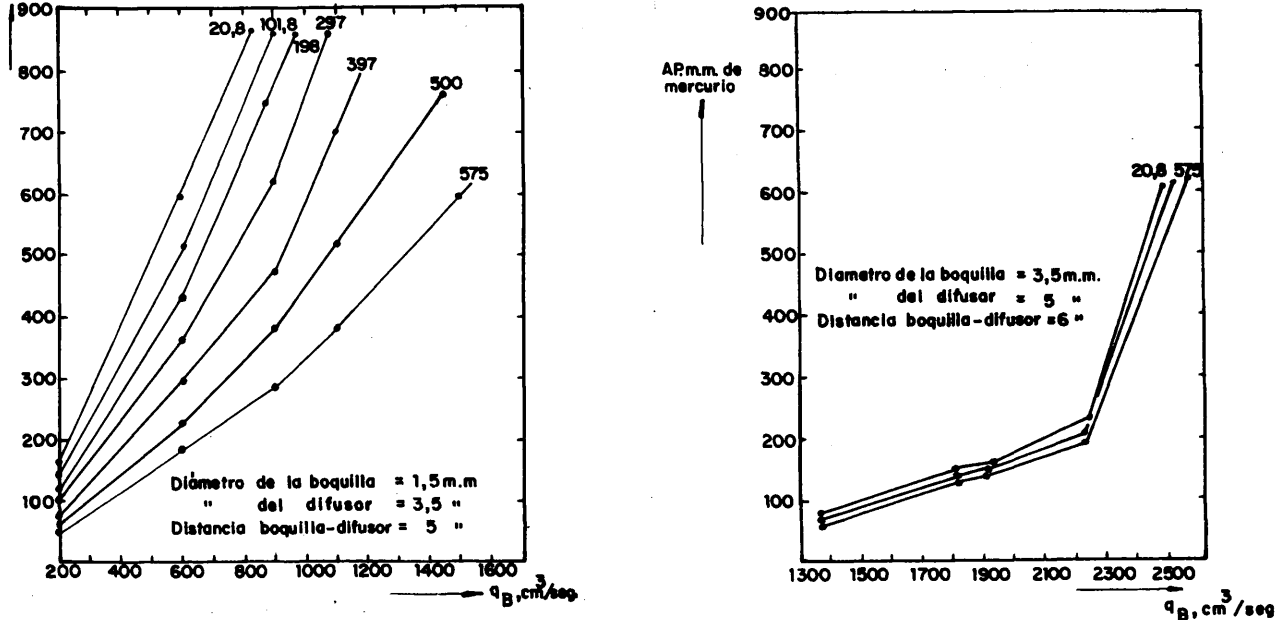


FIG. 23.- TÍPICAS CARACTERÍSTICAS DE FUNCIONAMIENTO DE DOS EYEC-
 TORES (CAUDALES EN C.N.)

Parámetros : caudales netos que atraviesan a los difusores (q'_L) cm^3/seg

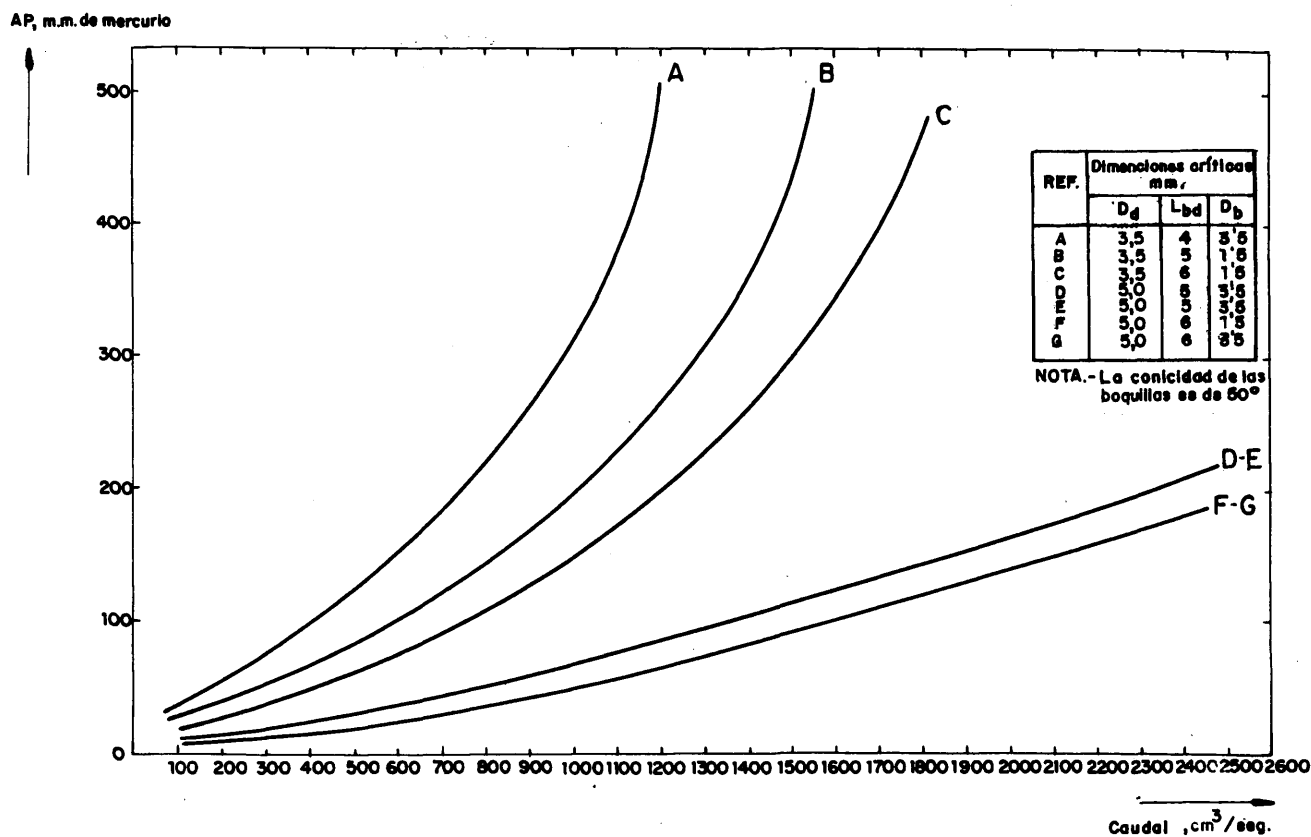


FIG. 24.- GASES EN SENTIDO DE FILTRACION. PERDIDAS DE CARGA EN FUNCION
 DE LOS CAUDALES PARA ALGUNAS DE LAS BOQUILLAS ENSAYADAS.

igualadas en lo que respecta a sus características pérdida de carga vs. caudal. Así mismo, la instalación de un manorreductor y de un depósito regulador hizo innecesaria la línea de escape (fig. 18) y, por tanto, el ajuste de los flujos en ella durante el periodo de filtración. Este depósito se colocó entre las válvulas de solenoide y el orificio medidor con objeto de que la limpieza de un filtro no determinase una disminución en la sobrepresión de suministro de aire superior a 0,05 Atm (los valores normales de trabajo eran de 1,25 Atm) ya que de no operarse así, los filtros restantes se limpiarían a sobrepresiones y, por tanto, caudales, cada vez más bajas.

En función de las condiciones de limpieza elegidas (caudales, presiones) se recogió un eyector, de acuerdo con el estudio descrito en el apartado anterior, con las siguientes dimensiones críticas :

Diámetro del taladro de la boquilla (D_b)	1,5 mm
Diámetro del taladro del difusor (D_d)	3,5 "
Distancia boquilla-difusor (L_{bd})	6,0 "
Longitud del difusor (L_d)	10,0 "

Las variables estudiadas y sus respectivos valores fueron :

- A. Duración del ciclo de limpieza (tiempo transcurrido entre dos limpiezas consecutivas de un mismo filtro) 1, 5, 10 y 20 min.
- B. Duración de una limpieza (tiempo durante el cual se esté introduciendo flujo de limpieza a un filtro) 1/4, 1/2 y 1 seg.
- C. Caudal de limpieza. Aplicación de la ecuación 2 para distintos valores de ψ .. 0,4; 0,5; 0,6 y 0,7.

La comprobación de la última variable es importante en el caso de trabajar con eyectores, ya que no es posible un control exacto del caudal que atraviesa el difusor en dirección al filtro. Como, por otra parte, los ensayos anteriores (apartado 4.24, fig. 19) tan solo habían mostrado que no eran posibles limpiezas satisfactorias para valores de ψ inferiores a 0,375, mientras que para 0,50 se conseguían funcionamientos óptimos, se consideró oportuno precisar mejor el margen de utilización.

En primer lugar, limpiando un filtro cada vez (esquema A de la fig. 22), se estudiaron las variables A y C para, a continuación, una vez escogidas las mejores condiciones para estas, pasar al estudio de la B. En la fig. 25 se muestra una de las numerosas gráficas obtenidas.

Este estudio ha mostrado que para ciclos cortos (1 y 5 minutos) la sobrepresión inicial no aumenta con el tiempo para valores de ψ comprendidos entre 0,4 y 0,7. Sin embargo, si los ciclos son de 10 minutos y no se consigue una estabilización de sobrepresiones para $\psi = 0,4$ e incluso para ciclos de 20 minutos, aunque ψ se aumenta a 0,5 la sobrepresión crece ligeramente pero en forma continua.

Igualmente, se comprobó que con limpiezas de 1/4 de segundo se conseguía un adecuado servicio del equipo, lo que presenta la ventaja, en el calcinador de P. Piloto, de no precisarse calentar el gas de limpieza con

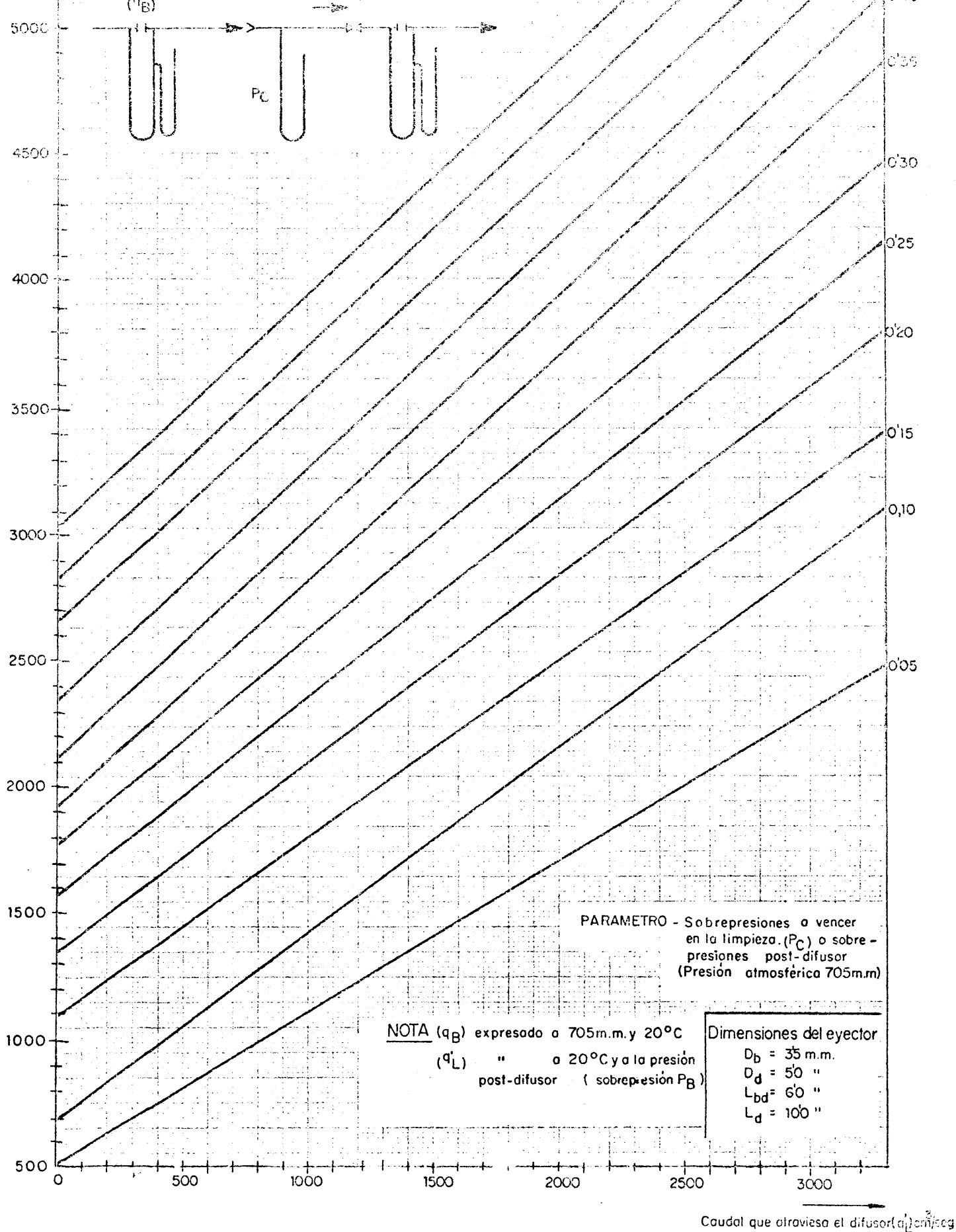


FIG.25. - UN EYECTOR PARA DOS FILTROS. CARACTERISTICAS DE PUNTO DE TRABAJO DEL FILTRO NOROCCIDENTAL DE FILTRO NOROCCIDENTAL

objeto de evitar los choques térmicos al material poroso, evitándose así el empleo de un precalentador y el trabajo en caliente de las válvulas de solenoide (ver fig. 21). En efecto, con tiempos tan cortos el gas que pasa a través del filtro en sentido contrario al de filtración es el contenido en su interior (caliente), y es que no hay tiempo de que el de limpieza alcance a su superficie.

Esto se comprobó adhiriendo a la superficie del filtro un papel indicador húmedo y utilizando amoníaco como gas de limpieza. Al hacer funcionar el sistema (la columna no se cargó de finos) y trabajar con tiempos de $1/4$ de segundo, no se observó reacción alcalina en el papel reactivo, comenzándose a apreciar ligeramente a partir de $1/2$ segundo.

Resultado de estas experiencias ha sido el establecimiento de unas condiciones de limpieza de filtros porosos empleando boquillas eyectoras :

Ciclo de filtración	5 minutos.
Tiempo de limpieza	$1/4$ de segundo.
Valor de ψ en la ecuación 2	0,6.

Con estas condiciones se realizaron una serie de ensayos limpiando simultáneamente dos filtros (esquema B, fig. 21) consiguiéndose un resultado plenamente satisfactorio.

4.34. EMPLEO DE UN EYECTOR PARA VARIOS FILTROS.

Limpiando dos o más filtros con un solo eyector (esquema C, fig. 21) se consigue una simplificación adicional a las descritas hasta aquí, reduciéndose los costos de equipo y las averías, a la vez que se facilitan las operaciones de montaje y desmontaje de la parte superior del reactor.

El estudio se inició con el diseño del eyector adecuado. Para ello se tuvo en cuenta, en primer lugar, que el caudal que atraviesa el difusor en el sentido de filtración es " n " veces mayor que en el caso de un eyector para cada filtro, siendo " n " el número de filtros que se limpian con el mismo eyector, lo que determina un aumento en la pérdida de carga de los gases a través del difusor y, por tanto, una elevación de la sobrepresión de la columna de fluidización. Dicha pérdida de carga está determinada por el diámetro del difusor, por la distancia boquilla-difusor y por la longitud de este (fig. 24, apartado 4.32).

Para el cálculo de las anteriores dimensiones se tomó como referencia el eyector empleado en los ensayos de limpieza de un filtro con un eyector (apartado 4.33) manteniendo constantes las dos últimas ($L_{bd} = 6$ mm y $L_d = 10$ mm) y modificando convenientemente la primera ($D_d = 3,5$ mm), de forma que al operar limpiando dos filtros con un eyector, tal como se proyectó para el calcinador de planta piloto, se consiguiese la misma pérdida de carga en el aire filtrado. Para ello se consideró que la pérdida de carga que experimenta un fluido a su paso, en condiciones isotérmicas, por un

conducto vacío y en régimen turbulento, es directamente proporcional a la segunda potencia de la velocidad lineal e inversamente proporcional al diámetro del conducto.

De acuerdo con estas ideas se escogió para D_d el valor de 5 mm, ya que el caudal es doble, construyéndose distintos eyectores en los que se varió el diámetro del taladro de la boquilla (D_b), procediéndose a su calibrado en una instalación semejante a la de la fig. 22. Su resultado fue la elección de las dimensiones críticas siguientes :

Diámetro del taladro de la boquilla (D_b) ..	3,5 mm.
Diámetro del taladro del difusor (D_d)	5,0 "
Distancia boquilla-difusor (L_{bd})	6,0 "
Longitud del difusor (L_d)	10,0 "

En la fig. 25 se muestra su gráfica de calibrado y en ella, con el fin de tener un cálculo más directo, los caudales que atraviesan el difusor se han expresado en las condiciones de presión post-difusor (P_C), debiéndose utilizar este tipo de representación, en lugar de las de la fig. 23, por ser más prácticas para su aplicación al calcinador.

Las pérdidas de carga de los gases en el sentido de filtración coincidieron, tal como se esperaba, con las características de la curva F-G de la fig. 24.

La fig. 25 confirma el comentario 1 del apartado 4.32 ya que en este eyector, por tener dimensiones relativamente grandes para D_d y L_{bd} , el caudal que atraviesa el difusor (q'_L), equivalente al de limpieza, es bastante sensible a los cambios de presión (P_C) de la línea post-difusor, (equivalente a la presión del reactor) lo que puede tener importancia en el funcionamiento en el calcinador. Por ejemplo, si en la experimentación se establece que las limpiezas se efectúan cuando la sobrepresión alcance 0,30 Atm y por cálculo (ecuación 2, $\Psi = 0,6$, apartado 4.33) se deduce $q'_L = 1000 \text{ cm}^3/\text{seg}$, la fig. 25 determina un caudal $q_g = 2590 \text{ cm}^3/\text{seg}$, el cual se mantendrá constante a lo largo del funcionamiento. Ahora bien, si al proceder a la limpieza y como consecuencia de esta, P_R y, por tanto, P_C desciende a 0,05 Atm, los últimos filtros se limpiarán con un caudal a través de la boquilla de 3470 (fig. 25), esto es, con un valor de $\Psi = 2,08$, lo que podría determinar la obstrucción total del material poroso (apartado 4.22, 4.23 y 4.24).

La forma de impedirlo es el montaje de suficientes unidades evitándose con ello elevaciones de presión en el reactor superiores a 0,02-0,05 Atm sobre las mínimas después de cada limpieza.

Los eyectores se instalaron en el equipo de laboratorio (fig. 21) ensayándose en las siguientes condiciones fijas :

Número de filtros	4
Número de eyectores	2
Ciclo de filtración	3 minutos.
Tiempo de limpieza	1/4 segundo.
Caudal de limpieza (Ψ) ...	0,6
Variación máxima de presión ..	0,009 Atm.

El resultado fué plenamente satisfactorio, consiguiéndose una estabilización total de la sobrepresión de la columna (68 mm Hg).

4.4. APLICACION AL CALCINADOR DE PLANTA PILOTO.

4.41. FILTRACION DE GASES CALIENTES.

En 4.33 se dejó establecido que cuando se emplean tiempos de limpieza de 1/4 seg., el gas que pasa por el filtro en sentido contrario al de filtración no es el que atravesó el difusor, sino que este desplaza un volumen que, en primera aproximación, se puede considerar igual, de gas contenido en el interior del filtro y que en el caso del calcinador tendrá una temperatura de 250-300°C.

El problema que se presenta en la práctica es el cálculo del caudal inductor (q_B) necesario, medido en las condiciones del orificio, para conseguir un flujo de aire post-difusor, en las condiciones reales existentes en dicho lugar, de forma que desplace el adecuado volumen de gas caliente para limpiar cada filtro, utilizando en dicho cálculo los calibrados y diagramas obtenidos en el laboratorio a la temperatura ambiente. Este problema tiene su origen en que en el eyector, por estar el calcinador operando en caliente, pueden ocurrir las siguientes posibilidades :

- A. El caudal inductor (q_B) se calienta, entre el punto de medida y la boquilla del eyector, a cualquier temperatura (T_B) comprendida entre la del ambiente y la de trabajo del calcinador.
- B. Idem, para el flujo post-difusor (q'_L) entre T_B y la existente en el interior del filtro. (Se supone que el flujo inducido, antes del difusor, tendrá la misma temperatura que el inductor después de la boquilla).
- C. Ambas corrientes se calientan.
- D. Ninguna de las dos corrientes experimentan calentamiento alguno.

De esta forma, el caudal inductor real será :

$$(q_B)_B = q_B \frac{T_B}{293} \quad 4.$$

el cual forzará a través del difusor un flujo (q'_L) que determinará en el filtro un caudal real :

$$(q'_L)_F = q_L \frac{T_F}{T_B} \quad 5.$$

En estas expresiones se ha supuesto que las características de los eyectores están determinadas por los flujos volumétricos.

Los hechos así descritos podían dar origen a dificultades en el funcionamiento del equipo. Por ejemplo, si el valor deducido para q'_L es de $100 \text{ cm}^3/\text{seg}$ ($\psi = 0,6$) en las condiciones del reactor y P_R es $0,3 \text{ Atm}$ y se admite que la gráfica del calibrado de los eyectores es la de la fig. 25, se obtiene que $q_g = 2590 \text{ cm}^3/\text{seg}$. Ahora bien, si este caudal se calienta, antes de llegar a la boquilla, a 150°C , el flujo inductor real $(q_g)_g$ será de $3740 \text{ cm}^3/\text{seg}$ (ecuación 4), el cual induciría un flujo en el difusor (q'_L) de $2400 \text{ cm}^3/\text{seg}$ (fig. 25). Si esta, a su vez, se calienta a 300°C , se obtendrá (ecuación 5) un valor de $(q'_L)_F = 3270 \text{ cm}^3/\text{seg}$, por lo que ψ sería $1,96$, con el consiguiente peligro de deterioro definitivo del filtro (apartados 4.22 y 4.24).

Ante esta situación, se programaron unos ensayos en el calcinador cuyo objeto era encontrar las condiciones más favorables de operación, partiendo del supuesto de que el calentamiento de los gases de limpieza ocurría de manera que la dilatación de estos era máxima, comenzándose a trabajar con caudales inductores bajos, no consiguiéndose la limpieza satisfactoria de los filtros pues la sobrepresión del reactor aumentaba continuamente. Poco a poco se fueron elevando los caudales hasta conseguir la estabilización de la sobrepresión, comprobándose que esto sucedía cuando los flujos de aire inductor se calculaban como si el calentamiento fuese pequeño o nulo.

En función de estos resultados se puede establecer que en el calcinador tanto el flujo inductor como el caudal post-difusor no experimentan calentamiento alguno o es tan pequeño que su efecto queda ampliamente cubierto por los errores experimentales o bien entran dentro del margen de operación práctico admisible para ψ ($0,4 - 0,7$). Por consiguiente, el control de la operación de limpieza es sencillo, pudiéndose desglosar en los siguientes pasos:

1. Conocidas las temperaturas de trabajo, sobrepresión del reactor, el caudal de UNH y las condiciones de medida del aire de fluidización, se calculan las velocidades lineales debidas a los gases de descomposición (fig. 16) y el aire fluidizante (fig. 15), sumándose ambas (v'). El cálculo de q'_L es inmediato (ecuación 2, para $\psi = 0,6$).
2. En el correspondiente diagrama de calibrado, semejante al de la fig. 25, se obtiene el caudal inductor (q_g) necesario, medido a 705 mm y 20°C .

Para obtener el flujo q_g no es necesario un orificio medidor con manómetros diferenciales o un rotámetro, ya que el taladro de la boquilla del eyector proporcionará, con escaso error, el caudal deseado en función de la presión de suministro (fig. 26).

En la práctica, estos pasos se pueden simplificar al reunir en un solo diagrama (fig. 17), los de las figs. 25 y 26, anotando directamente, para mayor sencillez, en el eje de abscisas, los valores de v' en lugar de los de q'_L (ecuación 2).

Sobrepresión de suministro (P_M) Atm

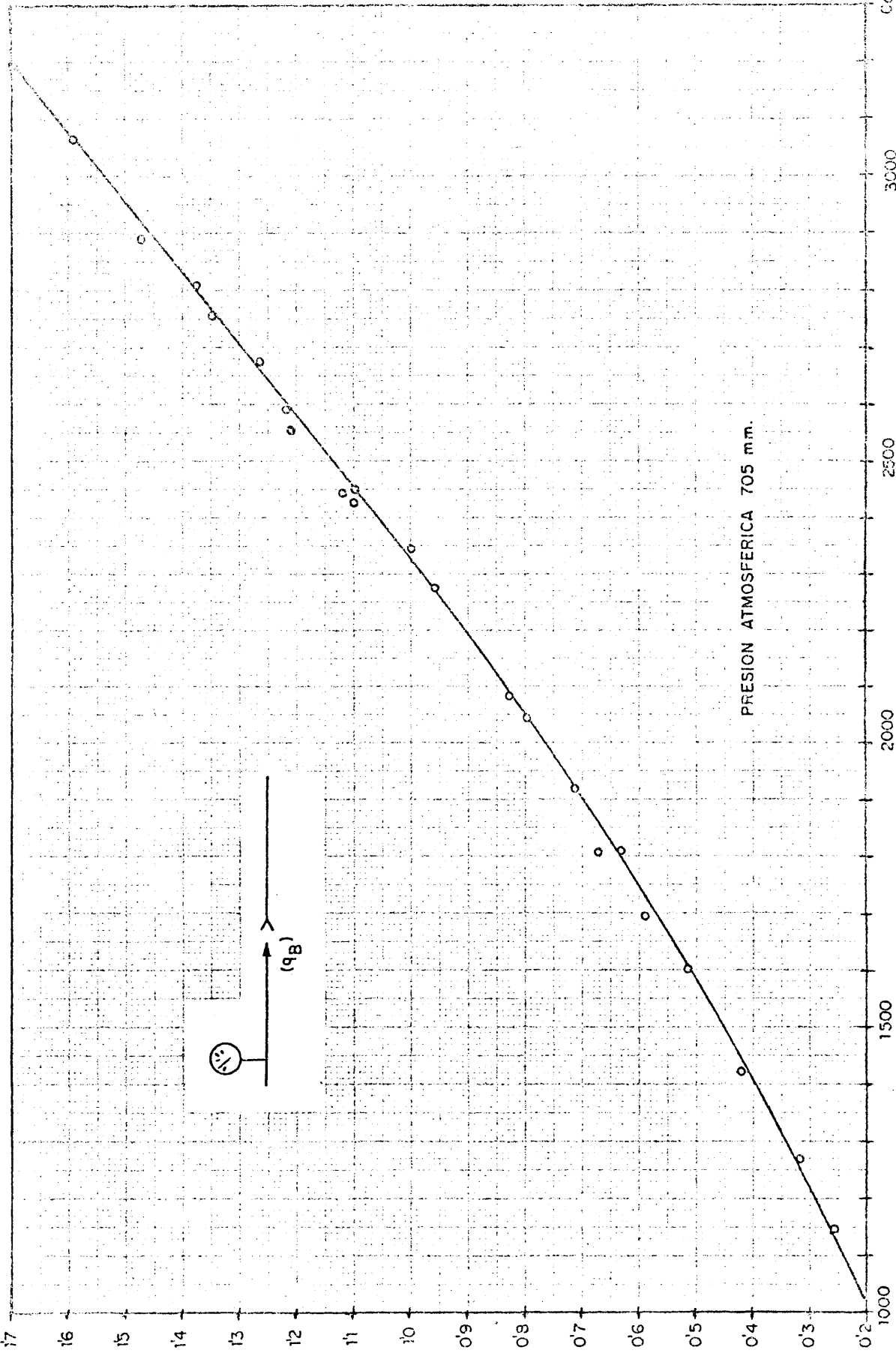


FIG.26. -FLUJOS INDUCTORES (q_B) A 20°C Y 705 M.M. EN FUNCIÓN DE LA SOBREPRESIÓN (P_M) DE SUMINISTRO. (diámetro del orificio de la boquilla = 3,5 mm)

Por último, cabe reseñar, que las condiciones de trabajo del calcinador (apartado 3.5) determinaron un eyector con las mismas dimensiones críticas que el empleado en el laboratorio cuando se utiliza un eyector para dos filtros (apartado 4.34), limpiándose dos a dos las 16 unidades existentes.

4.42. DEPOSITO ESTABILIZADOR DE LA PRESION DEL AIRE DE LIMPIEZA.

Al describir la experimentación realizada operando con un eyector por filtro (apartado 4.33), se hizo referencia a la instalación de un depósito regulador de la presión de suministro del aire de limpieza y a las razones que llevaron a su adopción.

El cálculo de su volumen, tanto para el equipo de laboratorio como para el reactor de calcinación, se basó en la aplicación de la ecuación de estado a las condiciones en él existentes antes de la primera y última limpiezas, llegándose, después de un planteamiento muy sencillo, a la siguiente expresión :

$$V_D = 705 \frac{q_B \cdot t_L}{P_D} \left(\frac{N'}{N'_0} - 1 \right) \left(\frac{100}{r_0} - 05 \right) \quad 6.$$

En su deducción se ha supuesto que durante el ciclo de limpieza de los N'_0 filtros, no hay reposición de aire en el depósito y que es despreciable la pérdida de carga entre este y el orificio de medida del flujo. Asimismo, se ha estimado que r_0 es lo suficientemente pequeño como para que exista error significativo al considerar, en el cálculo de las densidades del aire, que las presiones iniciales y finales del depósito pueden ser sustituidas por su media aritmética.

En el calcinador se ha acoplado un depósito de 200 litros ($r_0 = 1\%$, ecuación 6) por lo que con los eyectores instalados en él y de acuerdo con sus gráficas de calibrado (figs. 25 y 26) y para $P_m = 1,25$ Atm y $P_R = 0,15$ Atm, se obtendría una disminución del $\frac{3}{4}$ en el caudal de limpieza de la última pareja de filtros con respecto al de la primera de las 8 montadas y en el supuesto de que no hubiese reposición del aire utilizado. Los resultados experimentales han confirmado estos valores ya que su funcionamiento ha sido óptimo, sin que se hayan registrado oscilaciones en la presión de suministro del aire de limpieza.

4.43. SUPERFICIE DE FILTRACION NECESARIA.

La experiencia conseguida a lo largo de los ensayos realizados en planta piloto en el reactor de calcinación ha permitido llegar a la con-

clusión de que la relación entre la superficie total de filtración y el área transversal del reactor debe ser, aproximadamente, de 35. Este número está dentro de los límites (30-40) que es posible deducir de los trabajos de Shapiro y Halstead (193), si bien algunas instalaciones con gran número de finos llegan a operar hasta con un valor de 60 (194).

Otro dato importante, ligado con el número de filtros e instalar, es la velocidad lineal a que deben atravesarlos los gases. En el calcinador de planta piloto se ha funcionado satisfactoriamente con valores próximos a 3,5 cm/seg, algo inferiores a los 5 cm/seg indicados por Pall (195), pero conviene señalar que este autor considera a esa cifra como el límite superior.

Dentro de lo posible, los números anteriores deben mantenerse y que el empleo de superficies insuficientes determinará un aumento excesivo de la pérdida de carga, lo que obligará, para evitarlo, a realizar frecuentes limpiezas con el consiguiente desgaste del material (válvulas de solenoide, programador, etc) y otros inconvenientes asociados. Por otra parte, hay un límite inferior, práctico, para esa frecuencia : 3 minutos.

4.5. RESUMEN.

En el funcionamiento del calcinador se encontró que una de las mayores dificultades provenía de la limpieza inadecuada de los filtros metálicos porosos, realizada introduciendo un flujo de aire en sentido contrario al de filtración, por lo que se inició una investigación orientada hacia dos objetivos :

- A. Estudio de las condiciones óptimas de limpieza.
- B. Simplificación del equipo.

El primero de ellos se centró en la determinación del flujo más adecuado y que el empleo de caudales insuficientes no produce el total desprendimiento de los finos elutriados desde el lecho y, por el contrario, los caudales en exceso conducen a la deterioración definitiva del material filtrante. Como resultado, se desarrolló el concepto de fuerza de adherencia el filtro de la torta de finos, según el cual aquella es función del flujo total de gas que atraviesa el filtro y del número de ciclos de filtración a que se somete a dicha torta. Esto permitió establecer la expresión correcta para el cálculo del caudal de limpieza :

$$q'_L = \Psi \frac{v'S'N'_0}{N'-(\Psi+1)N'_0}$$

en la que el valor de Ψ puede modificarse entre 0,4 y 0,7.

La simplificación del equipo se logró con el empleo de eyectores como medio de introducir el aire de limpieza, y que con ellos no son neces-

serían las válvulas en las líneas de salida de los gases filtrados que en el caso del calcinador funcionarían con gases corrosivos calientes. En efecto, durante la filtración, el gas sale a través de los eyectores pero en el momento de la limpieza el aire, al entrar en el reactor, impide su salida debido a la presión provocada merced al adecuado diseño del aparato.

La utilización de los eyectores se inició con el estudio detallado de sus características el cual se efectuó en una instalación de laboratorio que reproducía la operación real en los reactores, no empleándose en ella filtros para no correr el riesgo de su inutilización definitiva. De este estudio se dedujo que sus principales características (flujos motores o inductores para conseguir un caudal de limpieza dado, sobrepresiones de suministro de aquellos, resistencia que los eyectores ofrecen a la corriente de gases filtrados que los atraviesan) dependen de cuatro dimensiones críticas, algunas de las cuales tienen efectos contrarios, por lo que su elección es una cuestión de compromiso. Estas dimensiones son: los diámetros de los taladros de la boquilla y del difusor, la distancia boquilla difusor y la longitud de este.

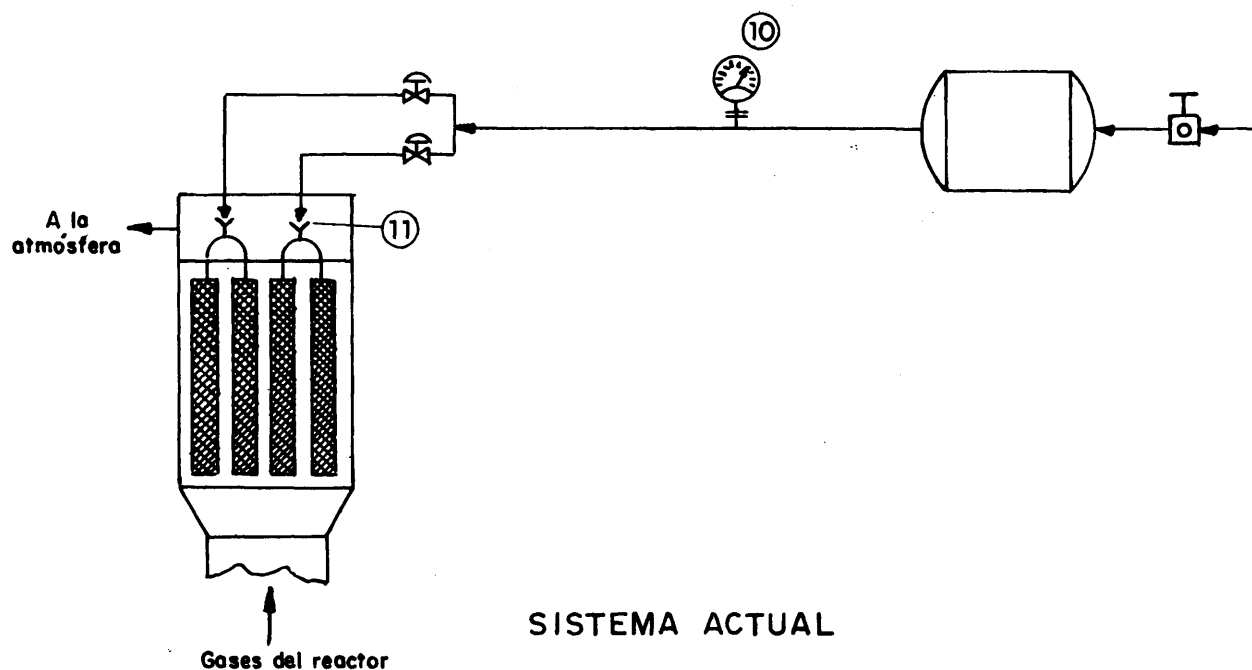
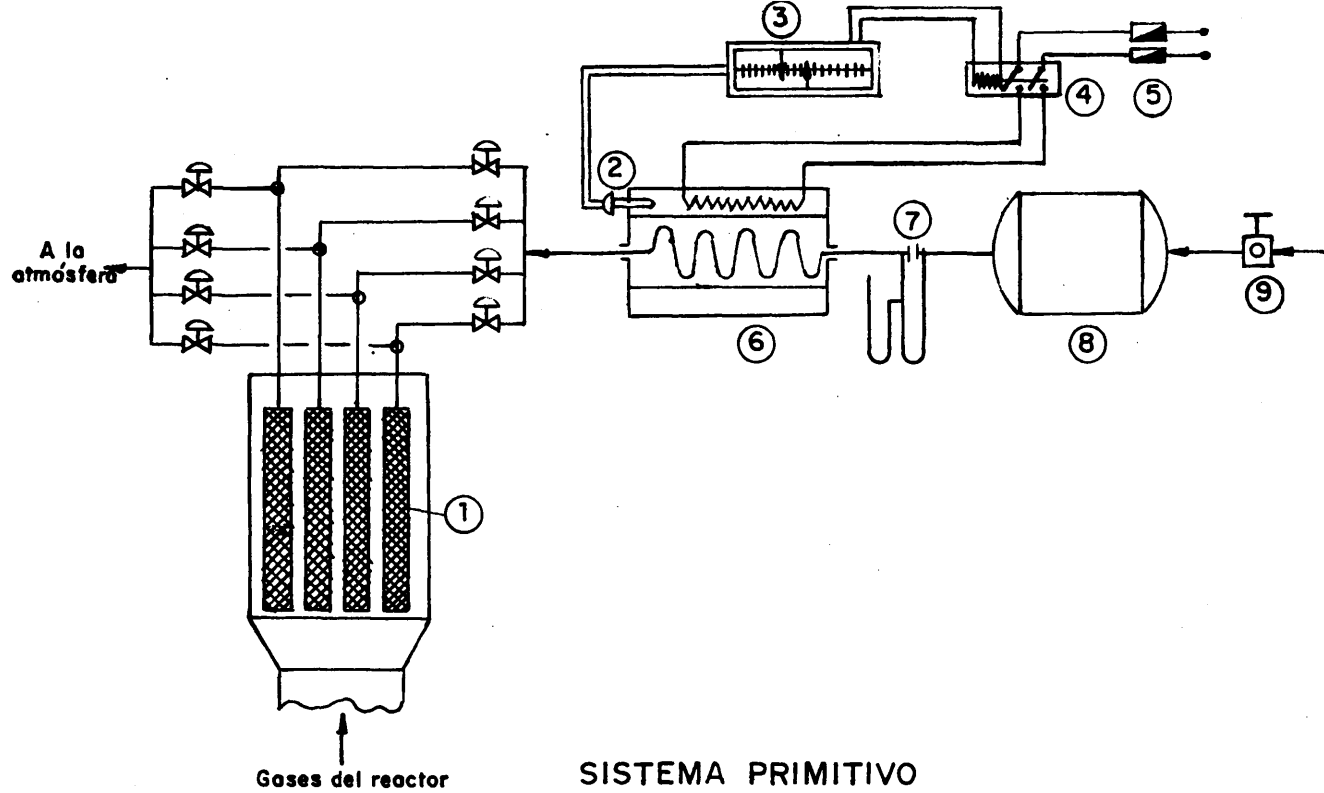
Con las gráficas de calibrado obtenidas, se construyeron diferentes eyectores que fueron ensayados limpiando filtros en una instalación de laboratorio, alcanzando la máxima simplificación al acoplar un solo aparato a varios filtros. Su funcionamiento óptimo se consiguió operando en las siguientes condiciones:

Valor de Ψ 0,6
Tiempo transcurrido entre dos limpiezas consecutivas . 5 minutos.
Idem, en la limpieza de un filtro 1/4 segundo.

Una ventaja del empleo de tiempos de limpieza de 1/4 de segundo es la eliminación del precalentamiento del aire motor, pues en ese breve intervalo de tiempo no llega a alcanzar a la superficie filtrante, la cual es atravesada únicamente por el gas filtrado caliente existente en el interior del filtro, desplazado por el aire que atraviesa el difusor; esto ha sido comprobado suficientemente en ensayos realizados con tal fin. De no ocurrir así, dicho precalentamiento sería imprescindible ya que es necesario evitar los choques térmicos al material poroso.

Las ocho parejas de filtros del reactor de calcinación deben limpiarse en un breve intervalo de tiempo. Esto podría producir una caída de presión importante en la línea de suministro del aire, lo que determinaría que la última pareja se limpiase con caudales sensiblemente menores que la primera. Para evitarlo, se ha instalado un depósito regulador de presión cuyo volumen se calculó mediante una expresión desarrollada en esta investigación.

Los datos de calibrado obtenidos en el laboratorio pueden ser aplicados directamente al calcinador de planta piloto, ya que se ha demostrado experimentalmente que, en las condiciones de trabajo arriba indicadas, ni el aire inductor ni el que llega a través del difusor sufren calentamiento alguno, por lo que no hay cambio de volumen que pueda motivar perturbaciones.



- 1.-Filtros
- 2.-Termopar
- 3.-Pirómetro-regulador
- 4.-Contactor
- 5.-Fusibles
- 6.-Precalentador

- 7.-Orificio medidor
- 8.-Depósito acumulador de aire
- 9.-Manorreductor
- 10.-Manómetro
- 11.-Eyectores

FIG. 27.- ESQUEMA, PARA CUATRO FILTROS, DE LOS EQUIPOS DE FILTRACION EN EL CALCINADOR ANTES Y DESPUES DE ESTE TRABAJO.

Resultado de este estudio ha sido la simplificación del equipo indicada en la fig. 27, pudiéndose apreciar en ella que en la instalación actual no hay válvulas que operen en caliente y con gases corrosivos. Su control es sencillo pues basta un manómetro y un diagrama de calibrado (fig. 17).

Por último, cabe reseñar que los números de diseño a adoptar para el cálculo de la superficie de filtración necesaria son los siguientes :

Relación superficie de filtración/área transversal del reactor	35
Velocidad lineal máxima de los gases a través de la superficie filtrante	3,5 cm/seg.

5. FORMACION DE TORTAS.

5.1. INTRODUCCION.

Desde los primeros ensayos realizados con el calcinador de lecho fluidizado, se apreció que al destapar el reactor y proceder a la descarga del producto contenido en él, aparecían bloques o aglomerados de granos de trióxido de uranio o bien, simplemente, masas de nitrato de uranio descompuestas en forma no granular. Estos bloques, conocidos en este trabajo por el nombre de "piedras" o "tortas", tenían tamaños muy diversos ya que podían ser desde uno o dos centímetros de longitud o anchura hasta 10 ó 15 cm; incluso, en algunos ensayos, el reactor llegó a estar casi completamente ocupado por una sola torta que llenaba la mayor parte de su volumen, excepto la parte inferior, junto a la placa, en donde debido a la entrada de aire de fluidización quedaban zonas ocupadas por el trióxido de uranio granular.

El aspecto de estos aglomerados es, como su designación indica, el de piedras del mismo color rojizo del trióxido de uranio, que en contacto con el aire amarillean rápidamente debido a la hidratación de los finos que contienen. Su densidad es elevada, del mismo orden que la del trióxido de uranio obtenido en lecho fluidizado (apartado 6.44), con un valor próximo a 7 gr/cm³. Tienen gran consistencia y relativamente alta resistencia al choque pues para deshacerlas es preciso golpearlas con cierta violencia con un martillo. En la fig. 28 se muestra una fotografía de típicas tortas obtenidas en el calcinador.

Su formación se manifiesta por inmovilidad en las oscilaciones características de las lecturas en el manómetro diferencial que mide las pérdidas de carga en el lecho y por desajuste de las temperaturas de los termopares situados en el reactor. También su presencia se puede establecer por sus golpes contra las paredes del reactor.

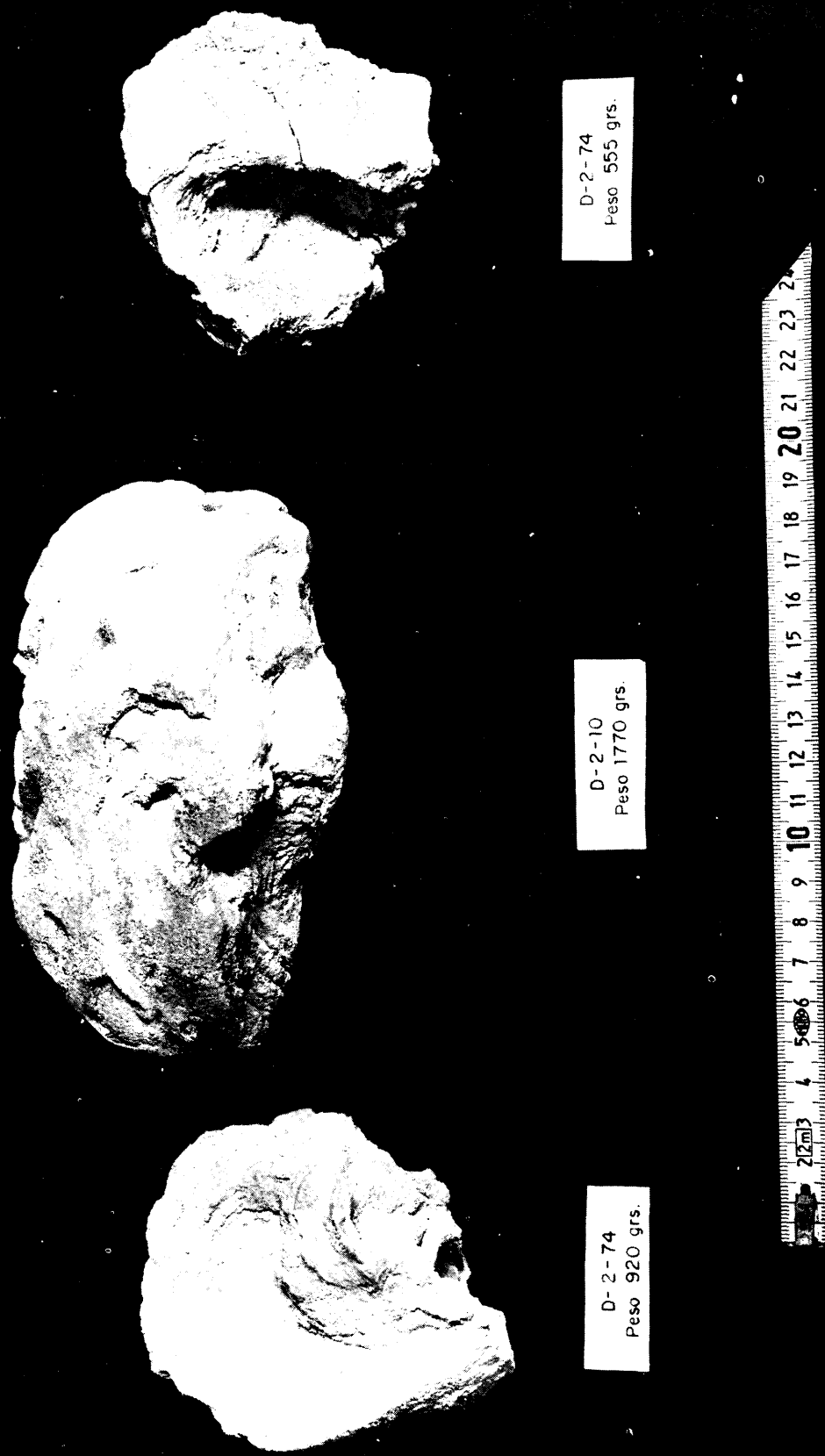


FIG. 28.- TORTAS OBTENIDAS EN EL CALCINADOR DE LECHO FLUIDIZADO.

De lo expuesto es fácil deducir los problemas que su formación origina en el funcionamiento del calcinador. En efecto, cuando son de tamaño pequeño, tres centímetros como máximo, se van depositando paulatinamente en la placa perturbando la entrada del aire de fluidización y, sobre todo, impidiendo el movimiento del sólido fluidizado junto a la base de los elementos interiores de calefacción, lo que dificulta la disipación de calor de los mismos y, en consecuencia, su fusión. Esta es tan rápida que cuando alguno de los elementos se funde por esta causa y se conecta otro de los existentes en reserva, la fusión de este es instantánea si las piedras le rodean también a él.

Cuando las tortas son grandes provocan la obstrucción del tubo de descarga del producto por reboso e incluso, al golpear directamente sobre los elementos calefactores, determinan su deformación con el consiguiente peligro de cortocircuitos, fusiones, etc.

En todo caso, sean del tamaño que sean, las piedras son elementos extraños que perturban la operación afectando a la fluidización y determinando una disminución de rendimiento en el producto acabado y que después será utilizado en las etapas siguientes de la línea de lechos fluidizados. No se considera, por razones evidentes, el caso en que las tortas ocupan el espacio total del interior del reactor.

De todo lo anterior se deduce la importancia que tiene la resolución de este problema ya que sin ella no es posible la operación del calcinador de lecho fluidizado como reactor de producción de trióxido de uranio. Por esta motivo, se inició un estudio de las causas y variables que afectan a la formación de piedras para así, mediante una adecuada comprensión del fenómeno, conocer los límites de trabajo más allá de los cuales es posible la aparición de tortas.

Desde un principio, el problema presentó serias dificultades ya que no existían en la bibliografía precedentes que pudieran servir de apoyo para una programación inicial de los ensayos y, además, la formación de tortas, como más adelante se expone, depende de numerosas variables algunas de las cuales son difíciles de medir con cierta precisión. Para su resolución fue necesario elaborar diferentes mecanismos teóricos que fueron modificándose a la luz de los resultados experimentales que se obtenían en los ensayos realizados para otros fines distintos, tales como producción de UO_2 , comprobación del funcionamiento de ciertas partes del calcinador, etc.

5.2. OBTENCIÓN DE DATOS.

Para esta investigación no se pudieron realizar ensayos de laboratorio ya que la única forma de reproducir todas o parte de las variables que pueden afectar a la formación de tortas es trabajar en el propio reactor de calcinación.

El estudio que se desarrolla en este capítulo se basó en todos los ensayos llevados a cabo en el reactor de planta piloto D-2, descartándose so-

lamente aquellas experiencias que por sus especiales circunstancias no podían aportar datos válidos como, por ejemplo, cuando la alimentación de nitrato de uranilo al reactor duraba pocos minutos o no se podía comenzar la misma, o bien faltaba la medida de alguna variable importante, o también cuando existía dificultad en la discriminación de la procedencia de las tortas, etc

Después de cada ensayo, el reactor se descargaba cuidadosamente observándose la posición y forma de las tortas, caso que las hubiese. A continuación, se pasaba todo el producto a través de un tamiz de luz de 1,0 mm. examinándose toda contra o partícula superior a este tamaño con el fin de contabilizarla en el cálculo del peso de tortas acumuladas cuando su forma indicaba claramente su procedencia (boquilla y/o pared).

En los ensayos contabilizados como válidos, las variables principales de funcionamiento se modificaron dentro de amplios límites, como se indica a continuación (entre paréntesis el número de niveles de cada una de ellas):

Tiempo de alimentación (t), minutos	240	÷	14730	(31)
Distancia boquilla-pared (l), dm	1,2	÷	1,75	(3)
Capacidad de producción (w), Kg UO ₃ /Hr	4,7	÷	35,6	(35)
Velocidad lineal de fluidización (v'), cm/seg ...	15	÷	47	(18)
Velocidad reducida (V _R)	1,7	÷	14,0	(11)
Caudal de aire de pulverización (Q), Hr/min CM ...	4,0	÷	42,7	(36)
Temperatura de trabajo (T _t), °C	270	÷	355	(26)
Concentración de la alimentación (C _n)(% UNGH) ...	70	y	100	(2)
Adelantamiento del conducto del líquido (d), mm ..	0	÷	9	(7)

En las tablas 8 y 10 se especifica, para cada ensayo, los valores de estas variables.

La capacidad de producción se estimó por diferencia entre el peso cargado inicialmente al reactor y el total descargado tanto por el reboso durante el ensayo como el contenido en aquel, finos incluidos, al final de la operación.

Las velocidades lineales de fluidización y los caudales del aire de pulverización empleados en el cálculo son los valores medios obtenidos a partir de las gráficas de variación de dichos parámetros con el tiempo y, lógicamente, deben estar afectados de algún error.

Las velocidades reducidas se establecieron a partir de las desviaciones típicas de las muestras granulométricas de los productos descargados al final del ensayo (apartado 6.47). La variación del tamaño e lo largo del ensayo en las experiencias que se aplicó este concepto, fué lo suficientemente pequeña como para considerar que por este motivo se cometieran errores significativos.

En algunos ensayos se varió el diámetro del reactor introduciendo un cilindro que disminuyó la sección de la zona ancha hasta el mismo valor que la zona estrecha.

Se estudiaron cinco tipos distintos de boquillas de pulverización; sus dimensiones más interesantes desde el punto de vista de formación de tortas, así como su identificación, se indican en la tabla 7.

TABLA 7. BOQUILLAS DE PULVERIZACION UTILIZADAS.

Tipo	Díametros de los conductos (mm)			Secciones (mm ²)	
	Líquido	Aire		Líquido S _L	Aire S _A
		Interior	Exterior		
A	1,05	2,05	2,16	0,865	0,540
B	0,7	1,8	2,4	0,385	1,80
C	0,7	1,3	1,8	0,385	1,23
D	0,7	1,3	2,1	0,385	2,14
E	1,6	2,6	3,2	2,01	2,73

De todo lo anterior se deduce que mientras en algunas variables (tiempos, dimensiones del reactor, boquilla, concentración del nitrato, etc) las determinaciones fueron precisas, en otras los errores pueden llegar a ser importantes, lo que no impidió la comprobación de las teorías desarrolladas.

5.3. TIPOS DE TORTAS. CRITERIO GENERAL DE FORMACION.

La descarga cuidadosa del reactor después de las calcinaciones, permitió observar tortas adosadas a sus lugares de formación, lo que facilitó la diferenciación de dos tipos distintos (fig. 29) :

- A. Tortas sobre la boquilla.
- B. Tortas en la pared opuesta a la boquilla.

En las numerosas calcinaciones, realizadas modificando ampliamente las condiciones de operación, se obtuvieron pesos variables del tipo A y/o B e, incluso, hubo experiencias en las que su acumulación fué nula, lo que hizo pensar que su mecanismo de formación dependía de las citadas condiciones.

Este mecanismo se estableció considerando la forma de efectuarse la alimentación de UNH al calcinador : las gotas de solución de nitrato recubren a las partículas de UO_3 calientes que en el movimiento de la fluidización atraviesan el cono de pulverización, descomponiéndose sobre ellas casi instantáneamente. Sin embargo, existe cierta probabilidad de que algunas partículas no totalmente secas lleguen a una superficie de deposición quedando allí adheridas, por lo que toda acción ejercida sobre ellas

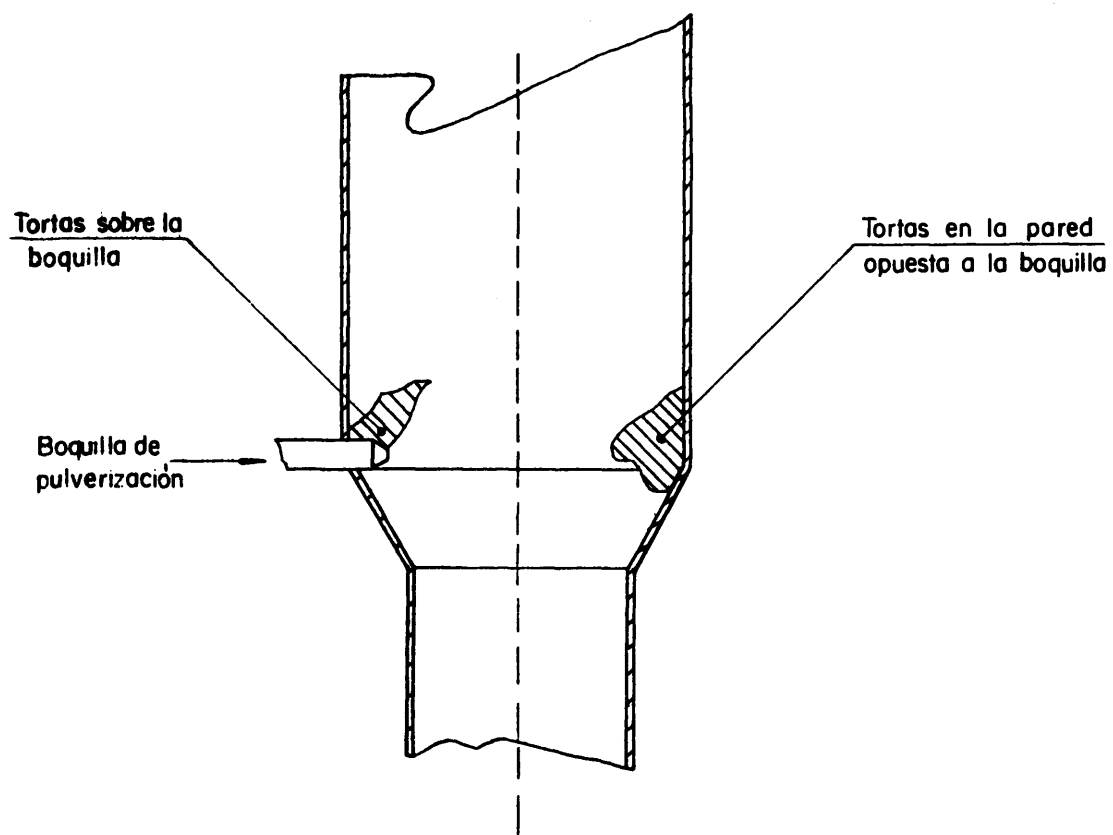


FIG.29.—TORTAS EN EL CALCINADOR

que tienda a facilitar su trayectoria o acerque la zona de impregnación a las superficies de deposición, favorecerá la formación de tortas, pudiéndose centrar el problema en el estudio del chorro de pulverización y de las acciones que puede sufrir.

Cuando con la boquilla se pulveriza agua en la atmósfera, se obtiene un chorro perfectamente cónico y uniforme de longitud apreciable, incluso hasta de dos y tres metros, y pulverización más o menos fina según la relación aire/líquido, dimensiones de los conductos de salida de estos dos flujos, etc. Es evidente que en el interior del lecho el cono se verá bastante perturbado por la presencia del sólido fluidizado, por el aire de fluidización y por los propios gases de descomposición. Esta última tendrá lugar preferentemente en la zona del chorro de pulverización siendo muy abundante en un volumen relativamente pequeño y produciendo gases en una sola dirección : la de salida del reactor.

El grado de perturbación efectuado por todos estos agentes dependerá, así mismo, de las condiciones de pulverización pues se comprobó el aire libre pulverizando agua que al aumentar la relación aire/líquido se obtenían conos fácilmente desviados por corrientes de aire relativamente débiles.

Una vez iniciado el crecimiento de una torta, este se ve facilitado ya que se dispone de una mayor superficie de depósito y disminuyen las distancias a recorrer por las partículas "mojadas" para llegar a ella.

De acuerdo con las ideas expuestas, la velocidad de crecimiento de una torta es función del peso ya acumulado, pudiéndose expresar por una ecuación del tipo :

$$\frac{dP_i}{dt} = \eta_i \cdot P_i^{a'} \quad 7.$$

que convenientemente integrada a partir del tiempo inicial permitiría obtener el peso de tortas :

$$P_i = \left[(1-a') \eta_i \cdot t \right]^{\frac{1}{1-a'}} \quad 8.$$

en la que η_i es una constante que depende de las condiciones de operación.

La comprobación y deducción de los coeficientes de estas ecuaciones presenta dificultades puesto que no siempre las tortas crecen indefinidamente sobre su lugar de formación ya que a veces, al alcanzar un cierto tamaño, se desprenden y caen en el seno de la masa fluidizada mientras que en otras ocasiones no ocurre esto. Todo ello determina fuertes dispersiones en cualquier correlación pero, a pesar de todo, los estudios realizados han permitido establecer unas ecuaciones globales, que desde un punto de vista práctico han llevado al conocimiento de las condiciones de trabajo en las cuales el peso de tortas acumulado es mínimo.

El anterior planteamiento es original ya que en la bibliografía no se ha encontrado referencia alguna a una resolución de este tipo, si bien se citan las dificultades a las que dieron lugar las tortas (16, 170, 174, 200, 201) sin precisar su lugar de formación (119, 175, 176, 200) o señalando únicamente como lugares probables a la boquilla de pulverización y a la pared opuesta a esta (16, 174). Así mismo, tampoco se puede obtener un criterio exacto sobre las causas que las determinan pues los diversos autores que han hecho mención a ellas señalan diversos motivos: impurezas (201), aglomerados de finos (171), defectuoso funcionamiento de la placa difusora (16), colocación de la boquilla de pulverización (119), restricción del movimiento de los sólidos junto a esta (119, 176), etc.

5.4. TORTAS DE BOQUILLA.

5.41. TORTAS DE BOQUILLA SIN ADELANTAMIENTO DEL CONDUCTO DEL LIQUIDO.

La forma característica de estas tortas y las huellas dejadas sobre ellas (fig. 30 y 31) indicaron que, al menos, en ciertas condiciones de trabajo, el chorro en el interior del lecho no era horizontal, como ocurre en la pulverización al aire, sino claramente ascendente, lo que aproxima a las superficies de deposición a cierto número de partículas que le atraviesan y aún permanecen mojadas.

En la fig. 32 se representa gráficamente y en forma comparativa esta desviación, pudiéndose apreciar en el caso A una mayor cercanía del borde superior del chorro (por donde saldrán partículas impregnadas) que en el caso B.

Si se estudia la posición del cono desde un punto de vista vectorial, puede aquella considerarse determinada por la resultante de dos fuerzas que actúan sobre él a lo largo de toda su trayectoria: una horizontal (a) dirigida hacia el interior del lecho y la otra vertical (b) ascendente (fig. 33). La fuerza horizontal tiende a alejar al chorro de la zona de depósito de las tortas sobre la boquilla, mientras que la segunda facilitará la formación de tortas sobre ella.

El efecto relativo de las dos componentes puede definirse por la tangente del ángulo que forman:

$$\tan \varphi = \frac{b}{a}$$

9.

La temperatura ejerce una acción no considerada en las componentes estudiadas. Esta acción es sobre la partícula mojada que abandona al chorro de pulverización: cuanto mayor sea el nivel térmico del reactor antes se secará y, por consiguiente, disminuirá la probabilidad de que alcance a las superficies de deposición en condiciones de adherencia.



FIG.30.-TORTA FORMADA SOBRE LA BOQUILLA DE PULVERIZACION

Ensayo : D-2-27

Peso : 250 gramos

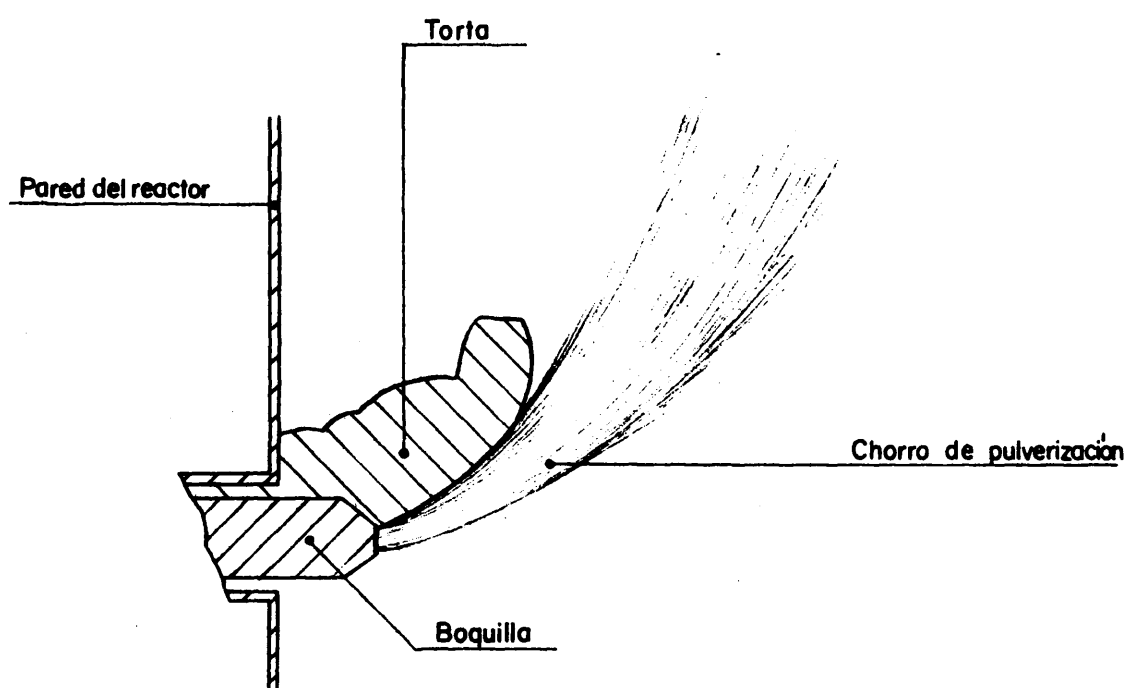


FIG.31 - CORTE IDEALIZADO DE UNA TORTA EN LA BOQUILLA CON INDICACION DEL CHORRO DE PULVERIZACION

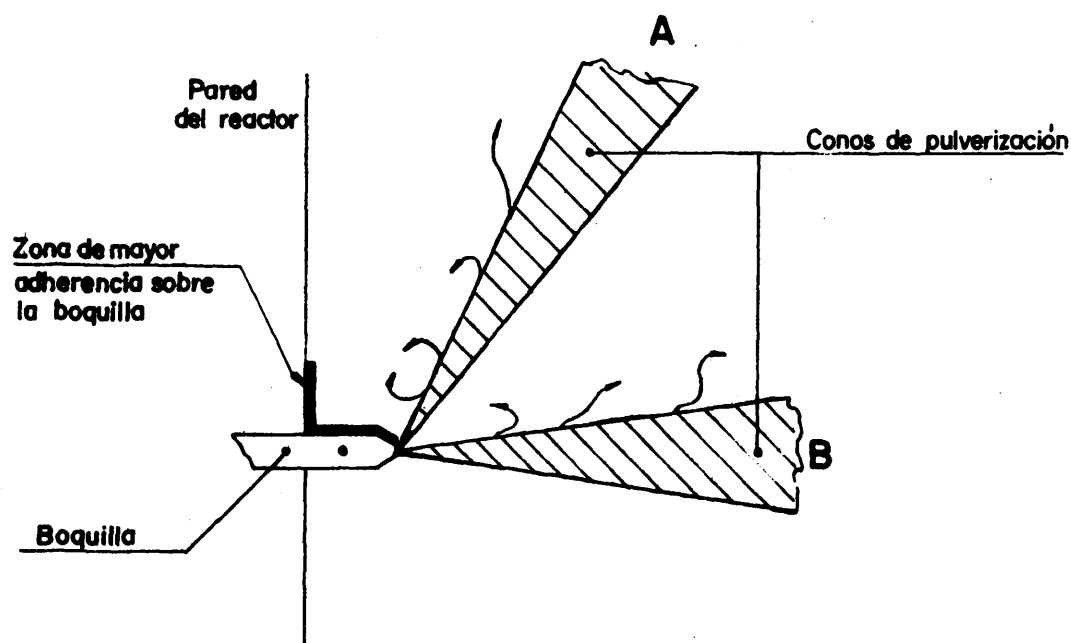
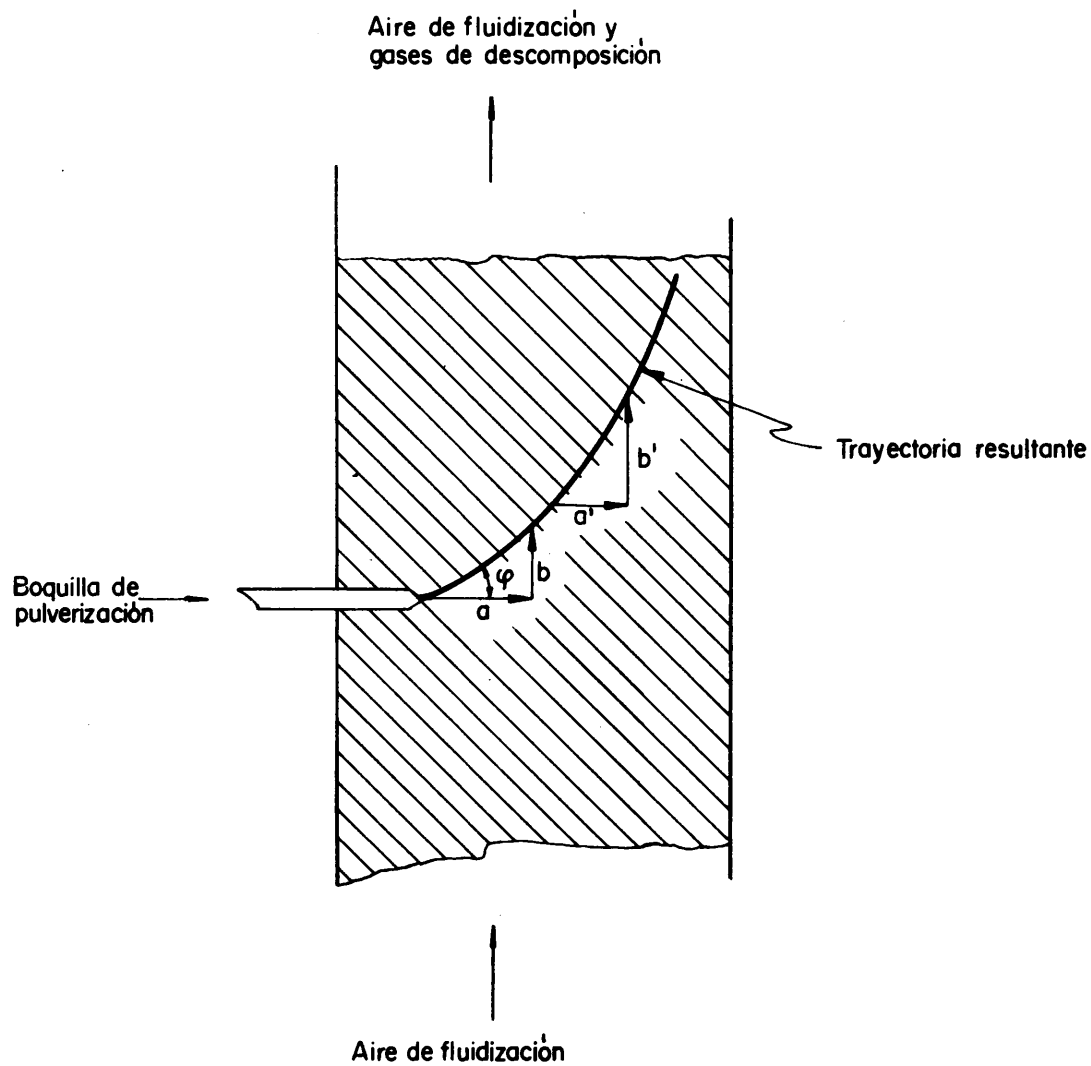


FIG.32 - DESVIACION DEL CHORRO DE PULVERIZACION Y PROXIMIDAD A SUPERFICIES DE ADHERENCIA.



a = fuerza de penetración
 b = fuerza ascendente

FIG.33- FUERZAS QUE ACTUAN SOBRE EL CHORRO DE PULVERIZACION

Según todo lo expuesto, la constante de la ecuación 7 en el caso de las tortas de boquilla será, de alguna manera, proporcional a la tangente del ángulo y disminuirá con la temperatura por su efecto de secado de la partícula, pudiéndose escribir :

$$\eta_B = K_1 (\tan \varphi) (T')^{-b'} \quad 10.$$

en la que para el exponente de $\tan \varphi$ se ha tomado como valor la unidad. T' es una función de la temperatura, adoptándose para todo este estudio la diferencia relativa entre las temperaturas de trabajo y de descomposición del UNH (nominalmente, 200°C) referida a esta última :

$$T' = \frac{T_t - T_D}{T_D} \quad 11.$$

Plantado el problema en estos términos, se pudo establecer, aunque solo al principio en forma cualitativa, la influencia relativa de cada una de las variables de operación sobre la acumulación de tortas de boquilla. Para ello se utilizó el razonamiento siguiente :

La componente horizontal (a) será, en cierta forma, proporcional a la potencia con que el chorro es proyectado en el interior del lecho, esto es, a la energía cinética, por unidad de tiempo, con que penetra :

$$E = K_2 \cdot F' \cdot C_0^2 \quad 12.$$

Pero la velocidad lineal (C_0) del líquido puede expresarse, a su vez, en función del flujo másico (F'), del peso específico del líquido (γ_L) y de la sección transversal del conducto de alimentación (S_L), pudiéndose escribir :

$$E = K_3 \frac{F'^3}{\gamma_L^2 S_L^2} \quad 13.$$

Sin embargo, la potencia del chorro se verá disminuida o contrarrestada por el efecto del aire de pulverización ya que, de acuerdo con el teorema de Bernoulli, al aumentar la velocidad lineal del aire se producirá una succión en el espacio periférico anular que tenderá a dispersar (pulverizar)

el chorro líquido. Esta velocidad lineal puede expresarse en función de la relación caudal de aire/sección transversal del conducto (Q/S_A) por lo que la componente horizontal será representada por una expresión del tipo siguiente :

$$a = K_4 \left(\frac{F'^3}{\gamma_L^2 S_L^2} \right)^{c'} \left(\frac{S_A}{Q} \right)^{d'} \quad 14.$$

en la que los exponentes, así como en todas las expresiones que se desarrollan en este capítulo, son positivos de acuerdo con la colocación de las variables en la función y con las acciones consideradas.

La componente vertical (b) aumentará con la velocidad lineal de fluidización ya que su resultante principal está dirigida verticalmente hacia arriba, independientemente de torbellinos y otras alteraciones provocadas por el sólido fluidizado. Así mismo, aumentará con el caudal de nitrato de uranio alimentado ya que en la unidad de tiempo se producirán más gases en la zona de descomposición. También tendrá un efecto semejante el aire de pulverización, si bien su importancia será menor debido a su pequeño caudal comparado con los gases producidos en la formación de trióxido de uranio (10 - 50 veces superiores).

La temperatura tendrá igualmente influencia positiva sobre la componente vertical ya que a mayores temperaturas la velocidad de descomposición será superior, produciéndose más gases en menor espacio y, por tanto, un caudal de flujo ascendente elevado.

De acuerdo con estas ideas, la componente vertical podrá expresarse por la ecuación :

$$b = K_5 (v')^{e'} (F')^{f'} (Q)^{g'} (T')^{h'} \quad 15.$$

Sustituyendo 14 y 15 en 9, se obtiene :

$$\log \psi = \frac{K_5}{K_4} \left(\frac{F'^3}{\gamma_L^2 S_L^2} \right)^{-c'} \left(\frac{S_A}{Q} \right)^{-d'} (v')^{e'} (F')^{f'} (Q)^{g'} (T')^{h'} \quad 16.$$

Con ayuda de las ecuaciones 8, 10 y 16 y agrupando convenientemente los términos, teniendo en cuenta que todos los exponentes son positivos de acuerdo con las hipótesis utilizadas, se obtiene :

$$P_B = (1-a')^{\frac{1}{1-a'}} \left[\frac{K_1 K_5}{K_4} \cdot \frac{(\gamma_L S_L)^{2c'} (Q)^{d'+g'} (v')^{e'}}{(S_A)^{d'} (F')^{3c'-f'} (T')^{b'-h'}} \right]^{\frac{1}{1-a'}} \cdot \frac{1}{1-a'} \quad 17.$$

La expresión entre corchetes es el coeficiente η_B de la ecuación 8.

La importancia relativa de los exponentes c' y f' , así como la de b' y h' determinará que sean positivos o negativos los efectos de F' y T sobre la formación de tortas de boquilla.

La mayor utilidad de la ecuación 17 está en el agrupamiento de las variables en forma tal que desde el principio facilita los cálculos y en la observación de que los exponentes de γ_L y S_L deben ser los mismos. Para su resolución se utilizó el análisis dimensional en el que se partió de la siguiente expresión :

$$[P_B] = [\gamma_L]^{\alpha'} [S_L]^{\alpha'} [F']^{\beta'} [S_A]^{\delta'} [Q]^{\epsilon'} [v']^{\eta'} [t]^{\gamma'} [T']^{\mu'} \quad 18.$$

Para su resolución se tomaron como magnitudes fundamentales la masa, la longitud y el tiempo y se aceptó como medida del peso de tortas y del caudal de nitrato, su masa y su flujo másico, respectivamente. De esta forma, con los seis exponentes de la anterior expresión, no es posible resolver el sistema de las tres ecuaciones correspondientes a M , L y T , por lo que fué necesario expresar a tres de ellos (α' , γ' , δ') en función de los otros tres (β' , ϵ' , η'). El criterio seguido en la elección fué establecido, después de diversas comprobaciones, por los resultados experimentales; en efecto, con la forma propuesta se obtuvieron unos números adimensionales que proporcionaban, tanto para las tortas de boquilla como para las de pared opuesta, unas correlaciones aceptables.

La resolución del citado sistema de ecuaciones condujo a una nueva forma de la expresión 18 con un agrupamiento más conveniente de las variables :

$$\left(\frac{P_B}{\gamma_L \cdot S_L \cdot S_A^{0.5}} \right) = k_6 \left(\frac{F' \cdot t}{\gamma_L \cdot S_L \cdot S_A^{0.5}} \right)^{\beta'} \left(\frac{Q \cdot t}{S_A^{1.5}} \right)^{\epsilon'} \left(\frac{v' \cdot t}{S_A^{0.5}} \right)^{\eta'} \left(\frac{T_1 - T_D}{T_D} \right)^{\mu'} \quad 19.$$

En ella los términos entre paréntesis son grupos adimensionales, siendo así más fácil establecer la correlación de las diferentes variables. Para ello se procedió por tanteos ya que las magnitudes de los errores experimentales impedían la aplicación de sistemas de ecuaciones mediante el agrupamiento de los resultados de los diferentes ensayos.

Estos grupos adimensionales se identifican en este trabajo según letras mayúsculas :

$$A_B = \left(\frac{P_B}{\gamma_L \cdot S_L \cdot S_A^{0.5}} \right) \quad 20.$$

$$B = \left(\frac{F' \cdot t}{\gamma_L \cdot S_L \cdot S_A^{0.5}} \right) \quad 21.$$

$$C' = \left(\frac{Q \cdot t}{S_A^{1.5}} \right) \quad 22.$$

$$D = \left(\frac{v' \cdot t}{S_A^{0.5}} \right) \quad 23.$$

$$T = \left(\frac{T_f - T_D}{T_D} \right) \quad 24.$$

En la tabla 8 se resumen los diferentes datos y cálculos efectuados para llegar a la mejor correlación conseguida :

$$A_B = k' \frac{(C')^{1.6} (D)^{3.1}}{(B)^{3.7} (T')} \cdot 10^5 \quad 25.$$

En la fig. 34 se muestra gráficamente esta correlación. La constante k' se calculó aplicando el procedimiento de los mínimos cuadrados (245, 246) con la condición impuesta de que la recta de ajuste pase por el origen de coordenadas, debiéndose hacer la salvedad de que si bien la precisión de la variable representada en el eje de abscisas es bastante menor que la del eje de ordenadas, la finalidad práctica de este trabajo justifica el empleo del método.

Tanto para la resolución de la ecuación 25 como para el cálculo de los diferentes estadísticos, se utilizó el computador electrónico de la JUNTA DE ENERGIA NUCLEAR, UNIVAC UCT de la firma Remington Rand, aplicando un programa codificado Fortran II, llegándose a los siguientes resultados :

Coefficiente de regresión	$k' = 6.5 \cdot 10^{-3}$
Grado de correlación experimental (246)	$r = 0.931$
Grado de correlación tabulado para 51 grados de libertad (247)	$r_{tab} = 0.276$
Desviación típica del coeficiente de regresión (248)	$S_{k'} = 3.07 \cdot 10^{-4}$
Desviación típica de la regresión	$S = 180.$

Con estos datos se puede establecer que la ecuación de formación de torres de boquilla es la siguiente :

Ensayo	P _B grm.	t Hrs.	Y _L gr/cc	Tipo de bo- qui- lla.	Q (C.N) lit/min	v' cm/seg	F' gr/min	T _t °C	$\frac{P_B}{Y_L S_L S^{0.5}}$ (A _B)	$\frac{F' \cdot t}{Y_L S_L S^{0.5}}$ (B)	$\frac{Q \cdot t}{S_A^{1.5}}$ (C')	$\frac{v' \cdot t}{S_A^{0.5}}$ (D)	$\frac{T_1 - T_D}{T_D}$ (T')	$\frac{16}{B} \frac{31}{D} \frac{10^5}{B^{3.7} T'}$
D-2-5	57	4,0	1,77	A	19,5	34	367	325	50,3	1305	197,0	185,0	0,62	34900
D-2-7	889	8,0	1,77	A	22,0	28	250	355	790,0	1780	444,0	304,0	0,77	153500
D-2-8	3550	4,0	1,77	A	19,0	47	221	350	3150,0	786	192,0	256,0	0,75	506000
D-2-10	2100	4,0	1,77	A	20,0	38	250	350	1865,0	890	202,0	207,0	0,75	170000
D-2-11	1164	4,0	1,77	A	19,9	38	275	350	1035,0	980	202,0	207,0	0,75	127500
D-2-12	110	4,0	1,77	A	9,0	38	250	350	98,0	699	90,1	207,0	0,75	47200
D-2-14	617	4,0	1,77	A	11,0	24	208	320	549,0	740	111,0	135,0	0,60	43900
D-2-15	0	4,0	1,77	A	5,0	28	254	320	0,0	903	50,5	190,0	0,60	9325
D-2-16	517	6,4	1,77	A	4,0	24	250	320	460,0	1420	64,6	209,0	0,60	6450
D-2-17	36	4,0	1,77	A	5,5	27	300	325	32,0	1068	55,5	184,0	0,62	4530
D-2-18	0	8,0	1,77	B	30,0	30	271	325	0,0	2380	100,0	179,0	0,62	1111
D-2-21	72	15,9	1,77	C	26,0	35	292	322	95,5	6150	318,0	500,0	0,61	5610
D-2-23	90	8,0	1,77	C	20,0	22	238	305	119,0	2520	118,0	159,0	0,52	983
D-2-25	58	4,2	1,77	C	12,0	32	196	342	77,0	1090	37,1	121,0	0,71	1090
D-2-26	75	8,0	1,77	C	12,0	34	216	355	99,0	2290	71,0	245,0	0,77	1735
D-2-27	250	15,6	1,77	C	12,0	38	233	345	331,0	4810	138,0	535,0	0,72	3790
D-2-29	25	11,5	1,77	C	20,0	35	313	322	33,0	4760	169,0	363,0	0,61	1910
D-2-30	66	5,2	1,77	C	22,0	36	325	321	67,5	2240	83,1	169,0	0,60	900
D-2-32	19	4,2	1,77	C	25,0	40	333	320	25,2	1850	77,2	151,0	0,60	1160
D-2-33	14	4,2	1,77	C	25,0	36	342	320	18,5	1900	77,2	136,0	0,60	754
D-2-34	12	8,1	1,77	C	25,0	35	379	310	15,8	4030	147,0	252,0	0,55	991
D-2-35	270	16,7	1,77	C	23,7	30	384	288	358,0	8500	291,0	451,0	0,44	1483
D-2-41	0	8,2	2,45	C	30,5	21	620	298	0,0	4860	184,0	155,0	0,49	218
D-2-42	54	7,1	2,45	C	29,2	20	602	296	51,6	4100	152,0	128,0	0,48	142
D-2-43	83	8,0	2,45	C	26,8	21	620	300	79,5	4750	158,0	151,0	0,50	135
D-2-44	0	8,0	2,45	C	28,6	21	579	295	0,0	4430	168,0	151,0	0,47	202
D-2-45	18	8,0	2,45	C	33,8	20	579	302	17,2	4430	199,0	144,0	0,51	212
D-2-46	7	4,1	2,45	C	42,7	20	566	299	6,7	2225	129,0	74,0	0,50	168
D-2-48	29	8,1	2,45	D	30,7	20	525	300	21,0	3080	79,7	111,0	0,50	285
D-2-49	28	52,1	2,45	D	38,0	20	525	301	20,1	19700	635,0	714,0	0,50	885
D-2-50	13	5,4	2,45	E	5,4	20	741	280	1,6	494	6,5	65,5	0,40	291
D-2-51	0	6,3	2,45	E	9,6	20	1040	287	0,0	809	13,4	76,5	0,44	218
D-2-52	0	5,9	2,45	E	12,1	15	1040	287	0,0	756	15,9	53,6	0,44	124
D-2-53	58	6,1	2,45	E	12,2	15	830	287	7,1	614	16,6	55,5	0,44	313
D-2-55	0	5,0	2,45	E	10,1	20	875	287	0,0	539	11,2	60,5	0,44	313
D-2-56	87	5,8	2,45	E	11,9	20	1040	272	10,7	744	15,3	70,3	0,36	366
D-2-57	14	6,0	2,45	E	18,0	20	1040	272	1,7	770	24,0	73,0	0,36	745
D-2-59	191	6,0	2,45	E	18,0	20	1040	270	23,5	770	24,0	73,0	0,35	771
D-2-62	71	6,0	2,45	E	8,2	20	555	270	8,7	410	10,9	73,0	0,35	2240
D-2-63	65	7,1	2,45	E	5,3	20	555	270	8,0	485	8,3	86,0	0,35	1270
D-2-64	7	6,0	2,45	E	5,1	21	741	272	0,9	549	6,8	76,4	0,36	390
D-2-65	0	6,0	2,45	E	5,2	15	741	270	0,0	548	6,9	54,5	0,35	144
D-2-66	9	4,7	2,45	E	5,2	15	663	270	1,1	384	5,4	42,7	0,35	163
D-2-67	2000	245	2,45	E	7,0	20	730	295	247,0	22000	381,0	2970,0	0,47	20300
D-2-70	500	30,5	2,45	E	5,2	21	649	273	62,0	2440	35,0	388,0	0,36	4320
D-2-71	376	17,0	2,45	E	5,2	18	656	284	46,4	1375	19,6	185,0	0,42	994
D-2-72	341	30,5	2,45	E	5,1	19	584	282	42,0	2190	34,6	351,0	0,41	3400
D-2-73	397	30,5	2,45	E	20,0	20	564	283	49,0	2120	135,0	370,0	0,41	48600
D-2-79	100	29,5	2,45	E	19,8	20	620	280	12,3	2260	130,0	358,0	0,42	26750
D-2-82	376	54,0	2,45	E	20,0	20	566	280	46,4	3770	240,0	655,0	0,45	74000
D-2-84	878	27,2	2,45	E	20,0	24	555	300	108,0	1880	122,0	400,0	0,53	50300
D-2-114	542	34,5	2,45	E	20,0	18	609	280	66,6	2580	153,3	378,0	0,40	28300
D-2-120	810	57,0	2,45	E	20,0	20	615	283	99,5	4300	253,5	680,0	0,41	57500

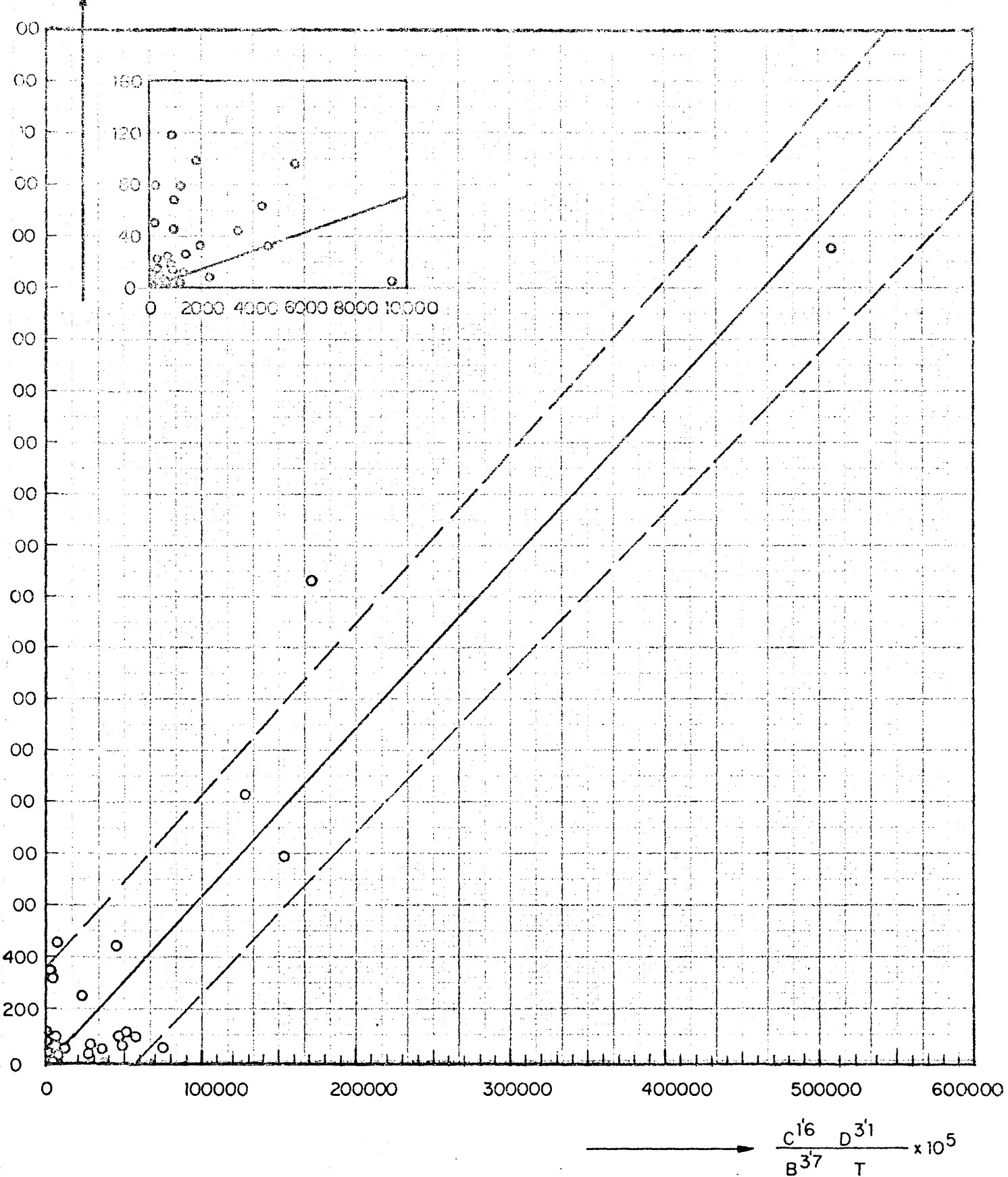


FIG.34.-CORRELACION PARA TORTAS DE BOQUILLA

$$\left(\frac{P_B}{\gamma_L \cdot S_L \cdot S_A^{0.5}} \right) = 650 \frac{\left(\frac{Q \cdot t}{S_A^{1.5}} \right)^{1.6} \left(\frac{v' \cdot t}{S_A^{0.5}} \right)^{3.1}}{\left(\frac{F' \cdot t}{\gamma_L \cdot S_L \cdot S_A^{0.5}} \right)^{3.7} \left(\frac{T_t - T_D}{T_D} \right)} \quad 26.$$

expresión que relaciona satisfactoriamente los datos experimentales ya que el grado de correlación experimental (r) es superior al valor tabulado.

Los límites de confianza de la constante de la ecuación 26 para un nivel de significación de 0,025, equivalente a una probabilidad del 95% ya que la distribución es bilateral, y 51 grados de libertad, son :

$$650 \pm 50$$

En la fig. 34 se han representado con líneas de trazos los valores máximos y mínimos de las ordenadas para un nivel de significación de 0,025, es decir, los límites de confianza para un valor calculado de la varianza respecto a la regresión (S').

De la ecuación 26 puede deducirse el peso de tortas acumulado :

$$P_B = 650 \frac{(\gamma_L S_L)^{4.7} \cdot Q^{1.6} \cdot v'^{3.1} \cdot t^{1.1}}{S_A^{1.6} \cdot F'^{3.7} \cdot T'} \quad 27.$$

Comparando 27 con 8 se deduce que $a' = 0,1$, aproximadamente, así como que la expresión de la constante de formación de tortas de boquilla es :

$$\eta_B = 400 \frac{(\gamma_L S_L)^{4.3} \cdot Q^{1.5} \cdot v'^{2.8}}{S_A^{1.5} \cdot F'^{3.4} \cdot T'^{0.9}} \quad 28.$$

De esta forma, la expresión general 7 aplicada al caso concreto de formación de tortas sobre la boquilla será :

$$\frac{dP_B}{dt} = \eta_B \cdot P_B^{0.1} \quad 29.$$

5.42. TORTAS DE BOQUILLA CON ADELANTAMIENTO DEL CONDUCTO DEL LIQUIDO.

El estudio de la formación de tortas sobre la boquilla mediante las correlaciones obtenidas y la representación de la fig. 34, permite llegar a la conclusión de que aún extremando las condiciones de operación de forma

que el valor de la abscisa sea muy pequeño, siempre existirá la posibilidad de que se acumule algo de producto en dicho lugar. En efecto, en el extremo de la boquilla se originarán torbellinos y remolinos que facilitarán el acceso a la misma de partículas de trióxido "mojadas" con nitrato de uranio (fig. 35, A), dando así lugar al fenómeno de formación de tortas. Evidentemente, operando en condiciones de chorro penetrante y poco desviado, la probabilidad de que esto ocurra será pequeña pero siempre existirá en algún grado.

En la tabla 9 se han resumido los datos de los ensayos de la tabla 8 en los que la citada abscisa fué menor de 350 y en ella se aprecia que para valores de 135 en 8 horas se acumularon 83 gramos. Por el contrario, la dispersión e incertidumbre experimental ha determinado operaciones en que con valores de abscisas de 9325 el peso de tortas de boquilla en cuatro horas fuera nulo.

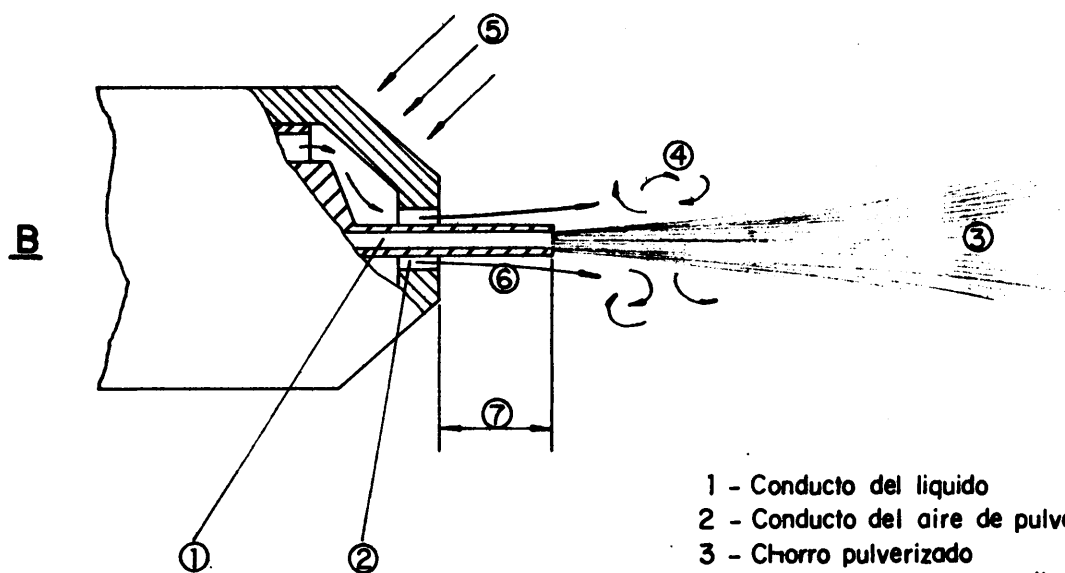
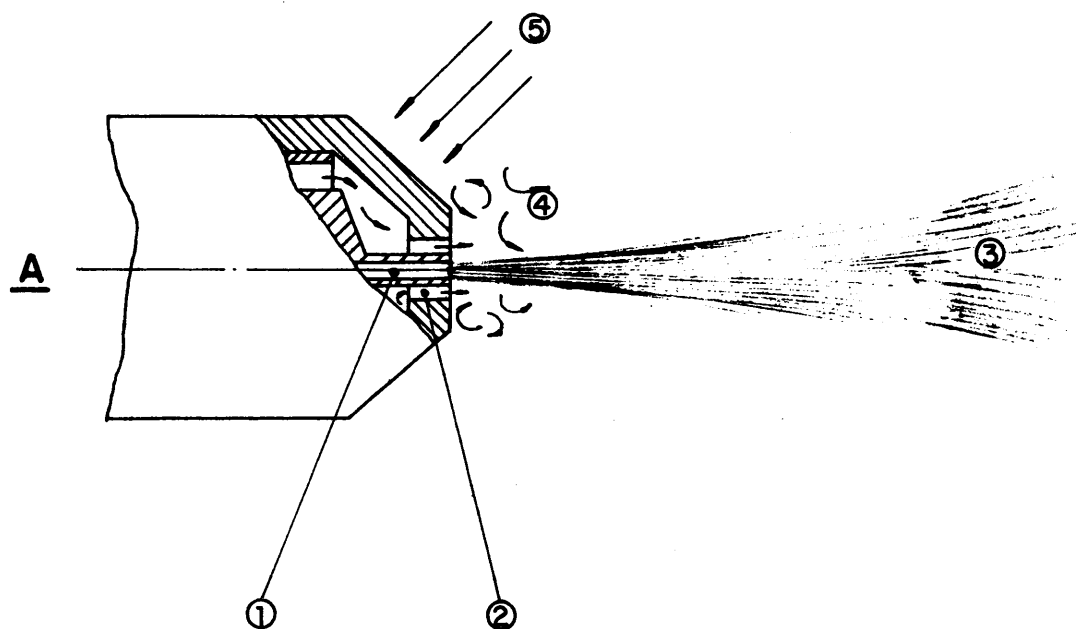
El inconveniente práctico de esta situación radica en que la cantidad de tortas en el reactor puede evolucionar según un proceso acumulativo ya que si bien parte de estas piedras se eliminan con el rebose del producto, un porcentaje determinado puede quedar en el lecho depositándose en la placa con el consiguiente peligro para los elementos calefactores. Incluso, los pedazos o trozos expulsados por el rebose tenderán, en función de su mayor tamaño, a acumularse en ciertos lugares de las líneas posteriores del proceso, dando lugar a molestias adicionales.

También, por necesidades del producto, equipo, etc, puede requerirse trabajar con valores tales de las variables que determinarían, a la luz de los conocimientos actuales, pesos apreciables de tortas de boquilla lo que limitaría las condiciones de operación del calcinador.

Todas estas observaciones llevaron a considerar el problema de una posterior reducción en el peso de tortas de boquilla. Para ello se pensó que si se adelantaba el conducto de líquido con respecto al espacio anular por el que sale el aire de pulverización, se conseguirían varios efectos :

1. Se alejaría sensiblemente el chorro de líquido y por tanto, la zona donde se "mojan" las partículas de UO_3 del lugar crítico de formación de tortas. Un pequeño adelantamiento podría tener efectos significativos.
2. El aire de pulverización efectuaría un barrido anular en torno del conducto líquido, impidiendo así el depósito de partículas en las proximidades del extremo de dicho conducto, como ocurre cuando este no se encuentra adelantado.
3. El debilitamiento del chorro de líquido por efecto del aire de pulverización sería menor con el adelantamiento ya que cuando se produce el encuentro aire-líquido, el primero se encuentra más dispersado.

En la fig. 35 B se ha representado gráficamente el efecto del adelantamiento del conducto del líquido y en ella se observa como es posible conseguir alejar los torbellinos de partículas "mojadas", de la zona crítica



- 1 - Conducto del liquido
- 2 - Conducto del aire de pulverización
- 3 - Chorro pulverizado
- 4 - Remolinos de partículas "mojadas"
- 5 - Zona de formación de tortas
- 6 - Corriente de aire de pulverización
- 7 - Adelantamiento de conducto de liquido

FIG.35.- FUNCIONAMIENTO DE LA BOQUILLA DE PULVERIZACION SIN Y CON EL CONDUCTO DE LIQUIDO ADELANTADO

TABLA 9. ENSAYOS DE CALCINACION DE MINIMA PROBABILIDAD DE FORMACION DE TORTAS DE BOQUILLA (ABCISA DE LA FIGURA 34 < 350).

Ensayo	Duración Hrs.	Abcisa (tabla 8) $\frac{(C')^{16} \cdot (D)^{31}}{(B)^{37} \cdot (T')^{105}} \cdot 10^5$	P _B gramos
D-2-41	8,2	218	0
D-2-42	7,1	142	54
D-2-43	8,0	135	83
D-2-44	8,0	202	0
D-2-45	8,0	212	18
D-2-46	4,1	168	7
D-2-48	8,1	285	29
D-2-50	5,4	291	13
D-2-51	6,3	218	0
D-2-52	5,9	124	0
D-2-53	6,1	313	58
D-2-55	5,0	313	0
D-2-65	6,0	144	0
D-2-66	4,7	163	9

de depósitos; en esta zona habrá, lógicamente, remolinos semejantes, pero las partículas por ellos arrastradas estarán secas por proceder de espacios relativamente distanciados del chorro líquido.

El adelantamiento objeto de estudio podía presentar dos inconvenientes principales :

1. Los chorros de pulverización serán más penetrantes, por lo que es posible que se facilite la formación de tortas en la pared opuesta a la boquilla. Esto pueda compensarse modificando convenientemente las variables que regulan este proceso según se indica en 5.51.
2. Se necesitarán caudales de aire más fuertes para conseguir la misma calidad de pulverización.

Con objeto de aclarar estos extremos se construyó una boquilla de pulverización en la que era posible modificar el adelantamiento del conducto del líquido, definiendo como tal a la longitud que sobresalía con respecto al anillo circular por donde llega al lecho el aire de pulverización (fig. 35 B). En la fig. 36 se muestra una fotografía de la misma y en ella las dimensiones más significativas (diámetros de los conductos) se mantuvieron con el mismo valor que para la boquilla tipo E descrita en la table 7.

En la fig. 37 se representan gráficamente los calibrados realizados con la boquilla pulverizando agua y tomando como punto de referencia a representar, las condiciones que determinan la desaparición del núcleo no pulverizado del chorro de pulverización (ver esquema de la fig. 37). En ella la línea A, adelantamiento nulo, coincide prácticamente con el calibrado correspondiente a la boquilla E, pudiéndose, igualmente, apreciar como al ser mayores los adelantamientos, los caudales de aire necesarios para conseguir un mismo tipo de pulverización son superiores para igualdad de flujo líquido.

Con la boquilla descrita se efectuaron en el calcinador diez ensayos con distintos adelantamientos, modificando alguna de las variables de operación. En la tabla 10 se resumen los principales datos, incluidos los números dimensionales que intervienen en el proceso de formación de tortas de boquilla, así como el valor calculado para la abscisa de la fig. 34 (última columna de la citada tabla).

A partir de estos últimos y con ayuda de la relación para tortas de boquilla obtenida en 5.41 (ecuación 26), se deduce que el peso de piedras que se hubiera acumulado trabajando en las mismas condiciones para las restantes variables pero sin adelantamiento del conducto del líquido, hubiera sido superior, es decir, el factor adimensional A_g habría adoptado valores bastante más elevados.

De la tabla 11 se puede obtener una correlación entre la relación de pesos (R'') y algunas de las variables de operación. Para ello basta considerar los mecanismos, ya expuestos en este apartado, que desde un principio se estimaron determinantes en una positiva reducción en el peso de tortas de boquilla cuando se adelantase el conducto de líquido :

1. Alejamiento del chorro de líquido.
2. Barrido del conducto por el aire de pulverización.
3. Chorros de líquido menos desviados.

Según esto, el factor R'' será función del adelantamiento d , del caudal de aire de pulverización Q y del caudal de líquido F' ya que este último tendrá una importancia adicional en la reducción en el peso de tortas debido al menor efecto de desviación que sobre él ejercerá el aire de pulverización. Por tanto :

$$R'' = f (d, Q, F')$$



FIG. 36.-BOQUILLA DE PULVERIZACION CON EL CONDUCTO DEL LIQUIDO ADELANTADO

al de
10
minuto

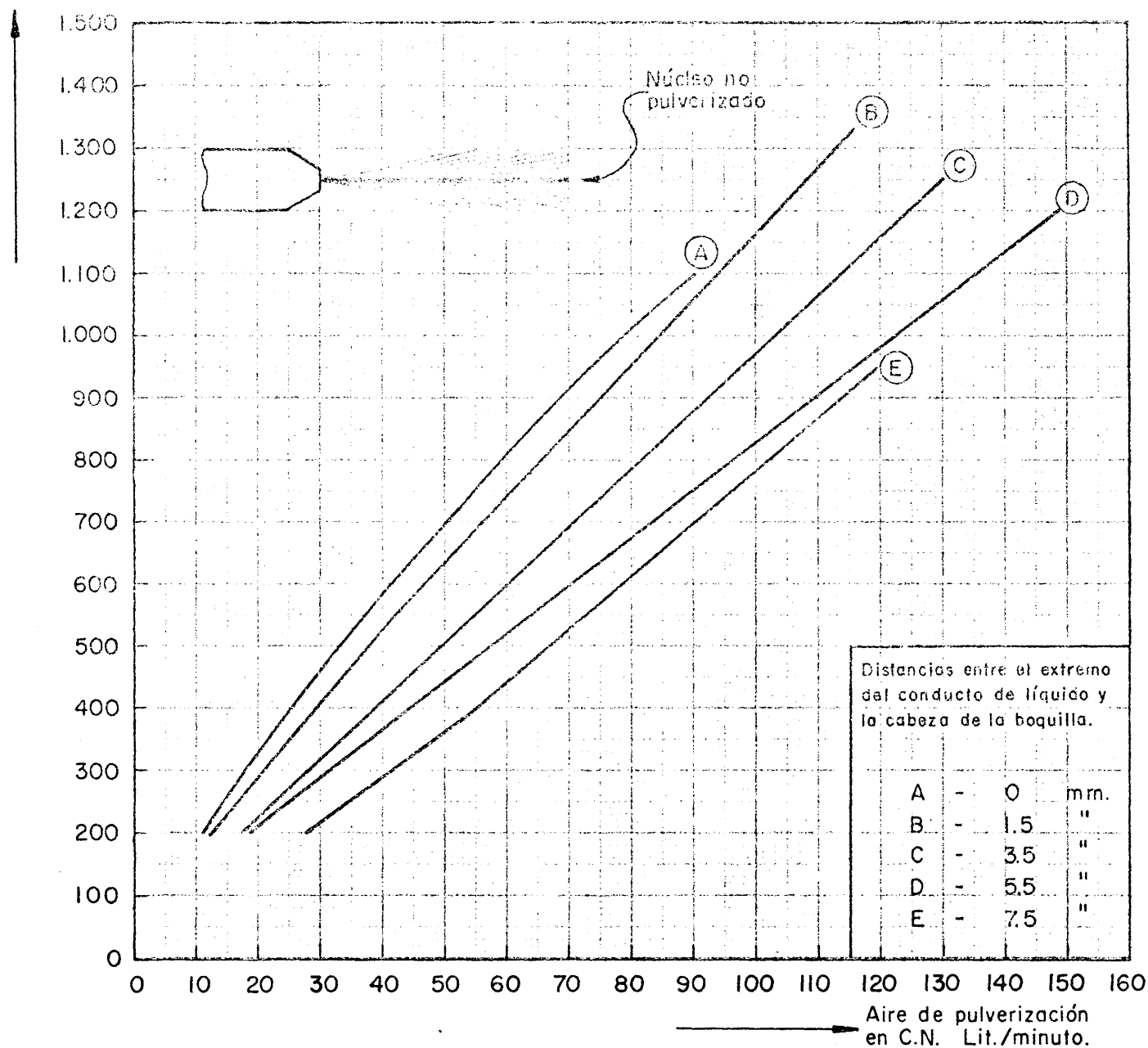


FIG. 37.- CARACTERISTICAS DE PULVERIZACION DE BOQUILLAS EN FUNCION DEL ADELANTAMIENTO DEL CONDUCTO DE LIQUIDO

TABLA 10. VALORES EXPERIMENTALES Y NUMEROS ADIMENSIONALES UTILIZADOS EN EL ESTUDIO DE TORTAS DE BOQUILLA CON EL CONDUCTO DE LIQUIDO ADELANTADO.

Ensayo	Adelantado to. d mm	P _B gr.	t Hr	Y _L gr/seg	Q (C.M) lit/min	v' cm/seg	F' gr/min	T _t	$\frac{P_B}{Y_L \cdot S_L \cdot S_A^{0.5}}$ (A _B)	$\frac{F' \cdot t}{Y_L \cdot S_L \cdot S_A^{0.5}}$ (B)	$\frac{Q \cdot t}{S_A^{1.5}}$ (C')	$\frac{v' \cdot t}{S_A^{0.5}}$ (D)	$\frac{T_t - T_D}{T_D}$ (T')	$\frac{(C')^{1.6} \cdot (D)^{3.1}}{(B)^{3.7} \cdot (T')^{1.0}}$
D-2-107	5	64	10,0	2,45	10,2	18	479	282	7,8	586	22,6	108,5	0,41	5561
D-2-108	9	235	10,0	2,45	20,0	19	364	283	28,8	446	44,3	114,5	0,41	64000
D-2-109	2	161	10,0	2,45	11,1	18	350	282	19,7	429	24,6	108,5	0,41	20200
D-2-110	7	140	10,0	2,45	20,0	19	342	284	17,2	419	44,3	114,5	0,42	78700
D-2-111	4	185	10,0	2,45	12,1	18	379	282	22,6	465	27,8	108,5	0,41	16600
D-2-112	9	16	10,0	2,45	29,3	18	264	280	2,0	333	65,0	108,5	0,40	277000
D-2-115	7	37	6,5	2,45	29,0	18	239	280	4,5	176	28,6	65,0	0,40	228000
D-2-116	5	17	6,5	2,45	29,8	18	292	280	2,1	232	43,0	70,5	0,40	136000
D-2-117	3	28	10,0	2,45	28,3	18	294	280	3,4	360	62,6	108,5	0,40	193000
D-2-121	3	246	20,7	2,45	20,0	19	565	284	30,2	1430	91,6	237,0	0,42	22700

De todas las correlaciones estudiadas, la que mejor agrupa a los datos experimentales es :

$$R'' = -48'5 + 49'5 \cdot \exp \cdot (2 \cdot 10^{-7} \cdot d^{1/3} \cdot 0.3 \cdot F')$$

31.

TABLA 11. VALORES COMPARATIVOS DE TORTAS DE BOQUILLA CON Y SIN ADELANTAMIENTO DEL CONDUCTO DE LIQUIDO.

Ensayo	Pesos (gramos)		Relación de pesos. $R'' = \frac{(P_B)_T}{(P_B)_E}$
	Deducidos con la ec. 26 y los valores de la última columna de la tabla 10. $(P_B)_T$	Con adelantamiento. (experimental). $(P_B)_E$	
D-2-107	326	64	5,1
D-2-108	3430	235	14,6
D-2-109	1060	161	6,6
D-2-110	4160	140	29,8
D-2-111	832	185	4,5
D-2-112	14300	16	895,0
D-2-115	12180	37	329,0
D-2-116	7200	17	424,0
D-2-117	10400	28	371,0
D-2-121	1130	246	4,6

En la tabla 12 se muestran los valores numéricos del agrupamiento de las variables según el segundo miembro de la ecuación 31 y en la fig. 38 se han representado éstos gráficamente.

5.43. COMENTARIOS SOBRE LAS CORRELACIONES PARA LAS TORTAS DE BOQUILLA.

Comparando las ecuaciones 8 y 27 es posible calcular los valores numéricos de los componentes de la primera de ellas, obteniéndose :

$$\begin{aligned} a' &= 0,1 & g' &= 0 \\ e' &= 2,1 & f' &= 2,9 \\ d' &= 1,8 & b' - h' &= 0,9 \\ e' &= 2,8 \end{aligned}$$

De acuerdo con estos valores se pueden deducir las siguientes observaciones :

TABLA 12. EFECTO DEL ADELANTAMIENTO DEL CONDUCTO DE LIQUIDO EN FUNCION DE DIFERENTES VARIABLES DE OPERACION.

Relación de pesos R''	exp. $(2 \cdot 10^{-7} \cdot d^{1/3} \cdot Q^3 \cdot F')$
5,1	1,19
14,6	3,37
6,6	1,13
29,8	2,84
4,5	1,24
895,0	15,8
329,0	9,2
424,0	12,7
371,0	6,8
4,6	3,7

1. El crecimiento de una torta sobre la boquilla apenas es afectado por el peso de aquella ya acumulado, puesto que el exponente de " P_g " en la ecuación 7 tiene un valor muy bajo ($a' = 0,1$). Esto puede ser debido a que las tortas se desprenden con relativa frecuencia según se van formando.
2. Uno de los efectos mayores lo ejercen los gases procedentes de la descomposición de la alimentación por su acción sobre la componente vertical ($f' = 2,9$, ver ecuación 15) a la que aumentan significativamente. Sin embargo, esta componente no es afectada por el aire de pulverización ($g' = \sim 0$), tal como ya se había adelantado al principio del desarrollo teórico.
3. También tiene gran influencia la acción del aire de fluidización sobre la componente vertical ($e' = 2,8$, ecuación 15).
4. Los valores de los exponentes c' y d' (2,1 y 1,5, respectivamente), indican que son significativos las acciones cinéticas o de penetración del chorro líquido y la debilitación de este por el aire de pulverización (estos efectos se tuvieron en cuenta con la ecuación 14).
5. La influencia de la temperatura sobre el secado de las partículas mojadas por el nitrato de uranilo es superior a su efecto sobre

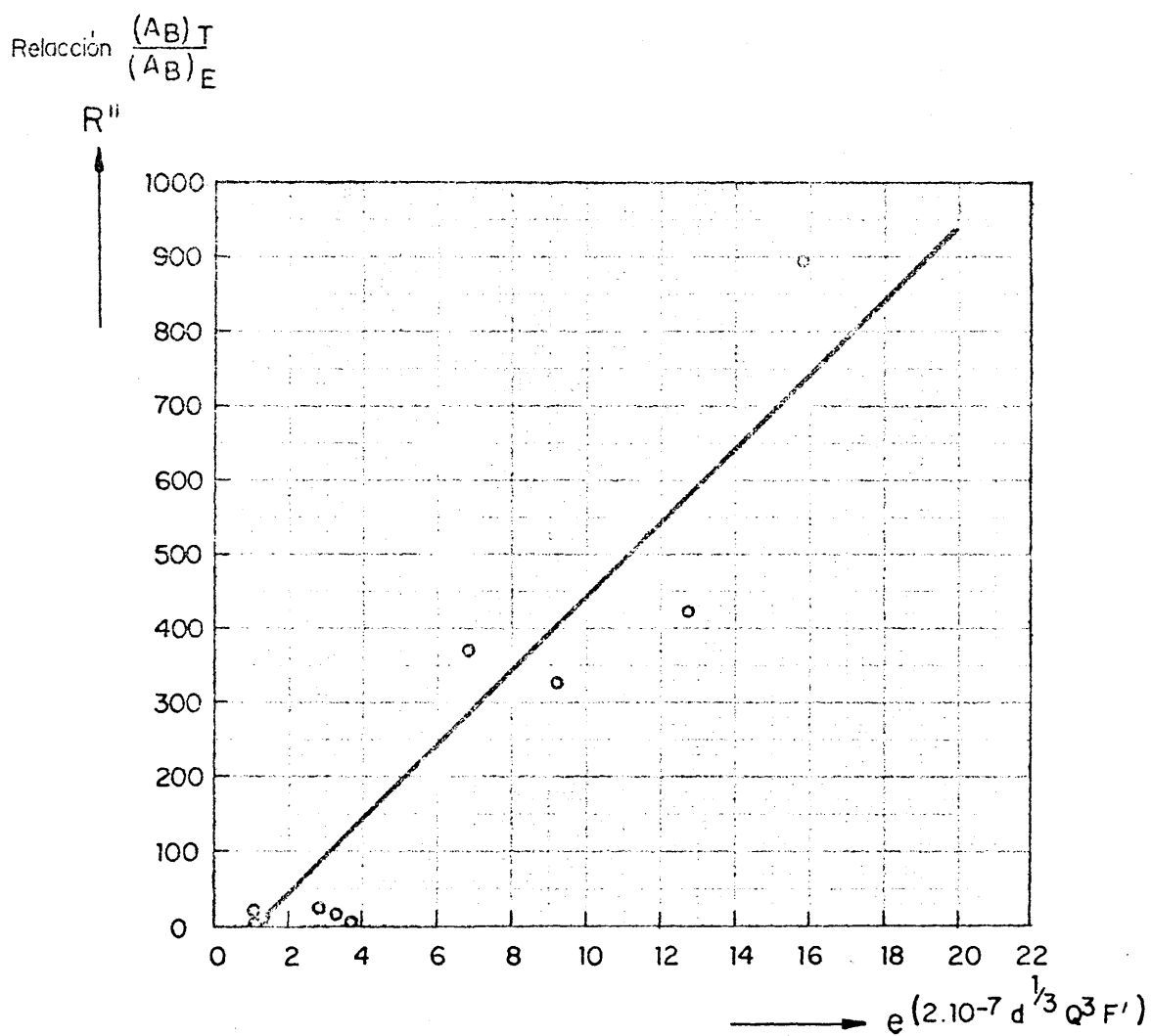


FIG.38.-RELACION ENTRE PESOS DE TORTAS DE BOQUILLA SIN Y CON ADELANTAMIENTO DEL CONDUCTO DE LIQUIDO VS.DIFERENTES VARIABLES DE OPERACION.

la gasificación rápida y localizada de aquel en zonas próximas a la boquilla (lo cual favorecería el aumento de la componente vertical) ya que b' es mayor que h' . (Efectos tenidos en cuenta, mediante las ecuaciones 10 y 15, respectivamente)

Consideradas las variables independientemente se observa en la ecuación 27 que las que más afectan al peso de tortas acumulado son la densidad de la alimentación líquida, la sección de salida del conducto de nitrato (S_L), el caudal de este y la velocidad lineal de fluidización. Estas serán las variables sobre las que se deberá actuar si se quiere reducir el peso de las piedras.

Con fines prácticos, la ecuación 27 puede expresarse en función de la capacidad de producción (e) de trióxido de uranio y de la concentración (C_n) de la solución alimentada. En efecto, el caudal de líquido (F') es función de estas variables según la siguiente ecuación :

$$F' = 2920 \cdot \frac{w}{C_n} \quad 32.$$

en la que el coeficiente es el resultado de las adecuadas sustituciones en las unidades correspondientes, tomándose para los pesos moleculares del nitrato de uranilo con seis moléculas de agua y para el trióxido de uranio, los valores numéricos de 502 y 286, respectivamente.

Sustituyendo 32 en 27 se obtiene :

$$P_B = 9'6 \cdot 10^{-11} \left(\frac{S_L^{4'7}}{S_A^{1'6}} \right) \left(\gamma_L^{4'7} \cdot C_n^{3'7} \right) \left(\frac{Q^{1'6} \cdot v^{3'1}}{w^{3'7} \cdot T} \right) \cdot 1'1 \quad 33.$$

De acuerdo con 33 el peso de las tortas de boquilla producidas en un ensayo es función de las dimensiones de los conductos de esta, de las características de la alimentación (densidad y concentración), de las condiciones de operación (aire de pulverización, velocidad lineal de fluidización, temperatura de trabajo y capacidad de producción) y, de la duración del ensayo.

Normalmente, ciertas condiciones de funcionamiento, (riqueza de la alimentación, temperatura) están impuestas por necesidades de la operación de calcinación ajenas al problema de las tortas, por lo que las únicas variables sobre las que se puede actuar son w , Q , S_A y S_L . Según 33 es conveniente trabajar con boquillas con conductos de líquido estrechos. La influencia de esta última variable es muy superior a la que ejercen el caudal de aire de pulverización y la sección de su conducto.

Las modificaciones que se pueden realizar sobre Q y S_L tienen un límite inferior ya que si se emplean caudales de aire secos la pulverización es prácticamente inexistente; tampoco se pueden utilizar conductos de líquido muy estrechos pues en el sistema de bombeo del nitrato de uranio se precisarían presiones elevadas.

La experiencia ha mostrado que en los 16 ensayos en los que el valor de

$$\frac{(C')^{1.6} \cdot (D)^{3.1}}{(B)^{3.7} (T')} \quad \text{o bien} \quad \frac{Q^{1.6} \cdot v^{3.1} \cdot (\gamma_L S_L)^{3.7}}{F^{3.7} \cdot S_A^{2.1} \cdot \left(\frac{T_f - T_D}{T_D}\right)} \cdot (1')$$

fue inferior a 0,007 (ver fig. 34), el peso de las piedras acumulado fue prácticamente despreciable.

La correlación obtenida (ecuación 33 ó fig. 34) indica que con el procedimiento actual no es posible eliminar totalmente las tortas de boquilla pues siempre habrá una cierta probabilidad de que se formen.

Una reducción muy significativa en el peso de las tortas de boquilla se obtuvo adelantando el conducto del líquido sobre el espacio anular por el que sale el aire de pulverización en la boquilla. Esto ha sido comprobado a través de una serie de ensayos realizados únicamente con tal fin, habiéndose llegado a una expresión experimental que liga la relación de pesos de tortas obtenidos sin y con el citado adelantamiento en función de algunas de las variables de operación (ecuación 31).

Según dicha ecuación en la reducción en el peso de tortas de boquilla el efecto principal lo ejerce el aire de pulverización. Esta variable actuaba en sentido positivo (ecuación 27) sobre la acumulación de tortas de boquilla sin adelantamiento del conducto de líquidos; sin embargo, y debido fundamentalmente al barrido anular que dicho aire de pulverización efectúa sobre el conducto y zonas adyacentes cuando aquel se adelanta (fig. 35), la disminución en las tortas de boquilla es exponencial en función de la citada variable.

El flujo de alimentación líquida (F') tiene también una acción positiva en la reducción de pesos de tortas ya que el adelantamiento del conducto del líquido disminuye el debilitamiento del chorro por el aire de pulverización. De esta forma, la variable más importante en este tipo de tortas es el caudal de líquido por su doble acción, en el mismo sentido, tendente a reducir su cuenta al aumentar su valor, en boquillas de pulverización sin y con adelantamiento del conducto central.

La magnitud del adelantamiento (d) tiene, paradójicamente, una importancia relativa pequeña frente a las dos anteriores variables. En forma algo simplista se puede decir que una vez que existe adelantamiento su

efecto principal radica en que el aire de pulverización y el caudal de líquido, pueden ejercer su acción reductora sobre el peso de tortas de boquilla al existir otro mecanismo de formación diferente al existente cuando no hay adelantamiento, independientemente, en cierto grado, de la extensión del mismo.

5.5. TORTAS EN LA PARED OPUESTA A LA BOQUILLA.

5.51. OBTENCION DE LA ECUACION DE FORMACION.

Estas tortas, acumuladas sobre la pared opuesta a la boquilla (fig. 29), aparecieron cuando se aumentó la capacidad de producción. Esto indica que en esas condiciones las partículas "mojadas" son proyectadas hacia adelante por el chorro de pulverización, pudiendo este, incluso, alcanzar a la pared del reactor.

Para establecer la influencia de las variables de trabajo sobre la constante de la ecuación 7, se puede considerar que la penetración del chorro pulverizado en el lecho queda determinada por dos factores distintos y opuestos :

1. Fuerzas impulsoras del chorro líquido (I).
2. Resistencias a vencer (R').

También en este planteamiento se debe tener en cuenta a la temperatura de trabajo en lo que respecta a su efecto de secado, pues actuará de igual forma que en el caso de las piedras sobre la boquilla, independientemente de otras acciones semejantes a las ya consideradas (ecuación 15).

Según esto, la constante de la ecuación 7 en el caso de formación de tortas en la pared opuesta podrá representarse por medio de una función del tipo :

$$\eta_p = k_7 \frac{(I)^{w'}}{(R')(T')^{u'}} \quad 34.$$

Las fuerzas impulsoras (I) del chorro pueden definirse en relación con las que tienden a desviarlo facilitando de esta manera la acumulación de tortas sobre la boquilla. Así, los valores de las componentes horizontal (a) y vertical (b) que eran favorables a esta desviación determinarán fuerzas impulsoras menores y, por tanto, acumulaciones más pequeñas sobre la pared opuesta.

Aquellas acciones de desviación quedaron fijadas por la tangente del ángulo que formaban dichas componentes (ecuaciones 9, 14, 15 y 16) por lo que las fuerzas impulsoras o de penetración del cono de pulverización, al ser determinadas por efectos inversos a aquellos, pueden expresarse por :

$$(I) = k_g (\log \varphi)^{-j'}$$

35.

En el presente caso los exponentes se modifican de forma que los c' , d' , e' , f' , g' y h' de tortas de boquilla quedan transformados, el multiplicarlos por j' , en o' , p' , q' , r' , s' y t' , respectivamente.

La resistencia a vencer por el chorro para llegar a la pared opuesta dependerá, en primer lugar, de la distancia (I) boquilla-pared y de un factor (G) que defina el estado del lecho fluidizado entre ambos puntos. De esta forma se tendrá :

$$R' = k_g (I)^{n'} (G)$$

36.

en la que el factor G es proporcional, de alguna manera, a la resistencia por unidad de volumen o de longitud que ofrece el lecho al chorro líquido. Esta resistencia dependerá del estado del lecho fluidizado en la zona del cono de pulverización ya que no ofrecerá la misma resistencia a ser atravesado un lecho fluidizado muy expandido que otro en el que se trabaje con velocidades lineales e valores próximos al punto mínimo de fluidización. Por otra parte, en toda fluidización hay burbujas que a su paso por la zona de la boquilla crearán espacios vacíos, disminuyendo así el espesor del producto fluidizado que debe atravesar la pulverización.

En la bibliografía (140, 249, 250) hay distintas relaciones que miden la expansión del lecho fluidizado en función de la velocidad lineal. Sin embargo, es difícil encontrar alguna que defina la formación de burbujas, su tamaño, frecuencia, etc. Ante la complejidad del problema todos estos efectos se consideraron proporcionales a la velocidad reducida (V_R) de trabajo ya que al aumentar esta el estado de fluidización es mayor, hay más burbujas y el lecho se expande más.

Para el trióxido de uranio procedente del calcinador de lecho fluidizado el efecto de la velocidad reducida será siempre el mismo ya que la desviación típica del producto no rebasó los límites fuera de los cuales es significativo el aumento de la velocidad reducida para conseguir una fluidización del 100% (apartado 5.47), de forma que se puede admitir que para velocidades reducidas semejantes al estado de fluidización será análogo.

Otra variable que debe tenerse en cuenta en el estado del lecho en la zona del chorro líquido, es el caudal del propio aire de pulverización ya que este origina un hueco al desplazar al sólido. Incluso, la propia alimentación líquida al gasificador contribuye a la creación de este hueco.

Como resultado de todas estas ideas y recordando que el citado factor se definió en 36 como una función de la resistencia del lecho a ser taladrado por el chorro líquido, se puede establecer :

$$(G) = k_{10} (V_R)^{-k'} (Q)^{-l'} (F')^{-m'} \quad 37.$$

por lo que la función 36 queda transformada en :

$$R' = k_9 k_{10} (L)^{n'} (V_R)^{-k'} (Q)^{-l'} (F')^{-m'} \quad 38.$$

Sustituyendo 16 en 35, y el resultado, junto con 38, en la función 34, se obtiene, a través de las adecuadas transformaciones :

$$\eta_p = k_{11} \frac{(S_A) (V_R) (F')^{3o'+m'-r'} (Q)^{l'-p'-s'}}{(\gamma_L S_L)^{2o'} (v')^{q'} (L)^{n'} (T')^{t'+u'}} \quad 39.$$

en la que K_{11} engloba a todas las demás constantes elevadas a sus correspondientes exponentes.

De esta forma, la ecuación 8 aplicada al caso de la formación de tortas en la pared opuesta a la boquilla será del tipo :

$$P_p = (1-a')^{\frac{1}{1-a'}} k_{11} \left[\frac{(S_A)^{p'} (V_R)^{k'} (F')^{3o'+m'-r'} (Q)^{l'-p'-s'}}{(\gamma_L^2 S_L^2)^{o'} (v')^{q'} (L)^{n'} (T')^{t'+u'}} \right]^{\frac{1}{1-a'}} \cdot \frac{1}{1-a'} \quad 40.$$

en la que las letras de los exponentes tienen signo positivo. Para la deducción de su valor se aplica, como se hizo en las tortas de boquilla, el análisis dimensional, siendo las dimensiones adoptadas las mismas que en el citado caso para las mismas variables y apareciendo únicamente aquí como inédita las correspondientes a la distancia boquilla-pared ya que la velocidad reducida es adimensional.

Empleando el mismo procedimiento utilizado anteriormente, se llega al siguiente ordenamiento de grupos adimensionales :

$$\left(\frac{P_p}{\gamma_L \cdot S_L \cdot S_A^{0.5}} \right) = K \left(\frac{Q \cdot t}{S_A^{1.5}} \right)^{\epsilon'} \left(\frac{F' \cdot t}{\gamma_L \cdot S_L \cdot S_A^{0.5}} \right)^{\delta'} \left(\frac{v' \cdot t}{S_A^{0.5}} \right)^{\mu'} \left(\frac{1}{S_A^{0.5}} \right)^{\gamma'} (V_R)^{\rho'} (T)^{\sigma'} \quad 41.$$

En la expresión 41 figuran los cinco grupos A, B, C, D y T' ya definidos en las ecuaciones 20 a 23, además de dos nuevos grupos :

$$L' = \left(\frac{L}{S_A^{0.5}} \right) \quad 42.$$

$$V = (V_R) \quad 43.$$

En la tabla 13 se resumen los datos experimentales que permitieron la determinación de la mejor correlación :

$$A_p = K'' \left[\frac{(B)}{(D)} \right]^{6.7} \left[\frac{(C')^2 (V)^3}{(L')(T')^6} \right]^{0.8} \cdot 10^{-8} \quad 44.$$

En la fig. 39 se muestra gráficamente la interdependencia de A_p con las restantes variables. Realizando idénticos cálculos a los efectuados en el caso de las tortas de boquilla (apartado 5.41), se llega a los siguientes resultados :

Coeficiente de regresión $K'' = 3,0 \cdot 10^{-3}$.
 Grado de correlación experimental (246) $r = 0,938$.
 Grado de correlación tabulado (17 grados lib)(247). $r_{tab} = 0,455$.
 Desviación típica del coeficiente de regresión $S_{K''} = 1,8 \cdot 10^{-4}$
 Desviación típica de la regresión $S = 28$.

En función de estos datos, la ecuación de formación de tortas de pared es :

$$A_p = 3'0 \cdot 10^{-11} \left[\frac{(B)}{(D)} \right]^{6.7} \left[\frac{(C')^2 (V)^3}{(L')(T')^6} \right]^{0.8} \quad 45.$$

TABLA 13. VALORES EXPERIMENTALES Y NUMEROS ADIMENSIONALES UTILIZADOS EN EL ESTUDIO DE LAS TORTAS DE PARED.

Ensayo.	P _p grm	t hre	Y _L gr/seg	Tipo de bo- qui- lla.	Q lit/min	v' cm/seg	F' gr/min	T _t seg	l dm	V _R	P _p $\frac{O_5}{Y_{LS} S_A}$	F'.1 $\frac{O_5}{Y_{LS} S_A}$	Q.1 $\frac{1.5}{S_A}$	v'.1 $\frac{O_5}{S_A}$	T ₁ -T _D T _D	I $\frac{O_5}{S_A}$	V _R	$\left(\frac{B^{0.7}(C)}{D}\right)^{0.8}$
D-2-50	0	5,4	2,45	E	5,4	20	741	280	1,75	3,4	0,0	494	6,5	65,5	0,40	1,06	3,4	39,4
D-2-51	511	6,3	2,45	E	9,6	20	1040	287	1,75	3,4	63,0	809	13,4	76,5	0,44	1,06	3,4	42,4
D-2-52	755	5,9	2,45	E	12,1	15	1040	287	1,75	3,4	93,0	786	15,9	53,6	0,44	1,06	3,4	39,4
D-2-55	417	5,0	2,45	E	10,1	20	875	287	1,75	3,4	51,4	539	11,2	60,5	0,44	1,06	3,4	10,0
D-2-57	2002	6,0	2,45	E	18,0	20	1040	272	1,75	4,8	247,0	770	24,0	73,0	0,36	1,06	4,8	65,4
D-2-59	1027	6,0	2,45	E	18,0	20	1040	270	1,75	3,4	126,5	770	24,0	73,0	0,36	1,06	3,4	32,4
D-2-62	0	6,0	2,45	E	8,2	20	595	270	1,75	10,0	0,0	410	10,9	73,0	0,36	1,06	10,0	10,0
D-2-63	0	7,1	2,45	E	5,3	20	595	270	1,75	13,3	0,0	485	8,3	86,0	0,36	1,06	13,3	21,9
D-2-64	290	6,0	2,45	E	5,1	21	741	272	1,80	14,0	35,8	549	6,6	76,4	0,36	0,901	14,0	9,1
D-2-65	1111	6,0	2,45	E	5,2	15	741	270	1,20	10,0	137,0	548	6,9	54,5	0,36	0,727	10,0	58,4
D-2-66	448	4,7	2,45	E	5,2	15	663	270	1,50	10,0	55,3	384	5,4	42,7	0,36	0,901	10,0	15,4
D-2-68	2940	26,0	2,45	E	7,0	20	730	295	1,75	4,4	362,0	22000	381,0	2970,0	0,47	1,06	4,4	119,4
D-2-70	250	30,8	2,45	E	5,2	21	649	273	1,75	3,5	30,8	2440	35,0	388,0	0,36	1,06	5,5	1,0
D-2-71	200	17,0	2,45	E	5,2	18	656	284	1,75	3,4	24,6	1375	19,6	185,0	0,42	1,06	3,4	3,4
D-2-72	86	30,8	2,45	E	5,1	19	594	282	1,75	2,8	10,6	2190	34,6	351,0	0,41	1,06	2,8	2,8
D-2-73	0	30,8	2,45	E	20,0	20	564	283	1,75	5,7	0,0	2120	135,0	370,0	0,41	1,06	5,7	14,0
D-2-79	0	29,8	2,45	E	19,8	20	620	280	1,75	3,8	0,0	2260	130,0	358,0	0,42	1,06	3,8	8,0
D-2-82	0	54,0	2,45	E	20,0	20	566	280	1,75	3,8	0,0	3770	240,0	655,0	0,45	1,06	3,8	8,0
D-2-84	0	27,2	2,45	E	20,0	24	555	300	1,75	1,7	0,0	1880	122,0	400,0	0,53	1,06	1,7	1,7

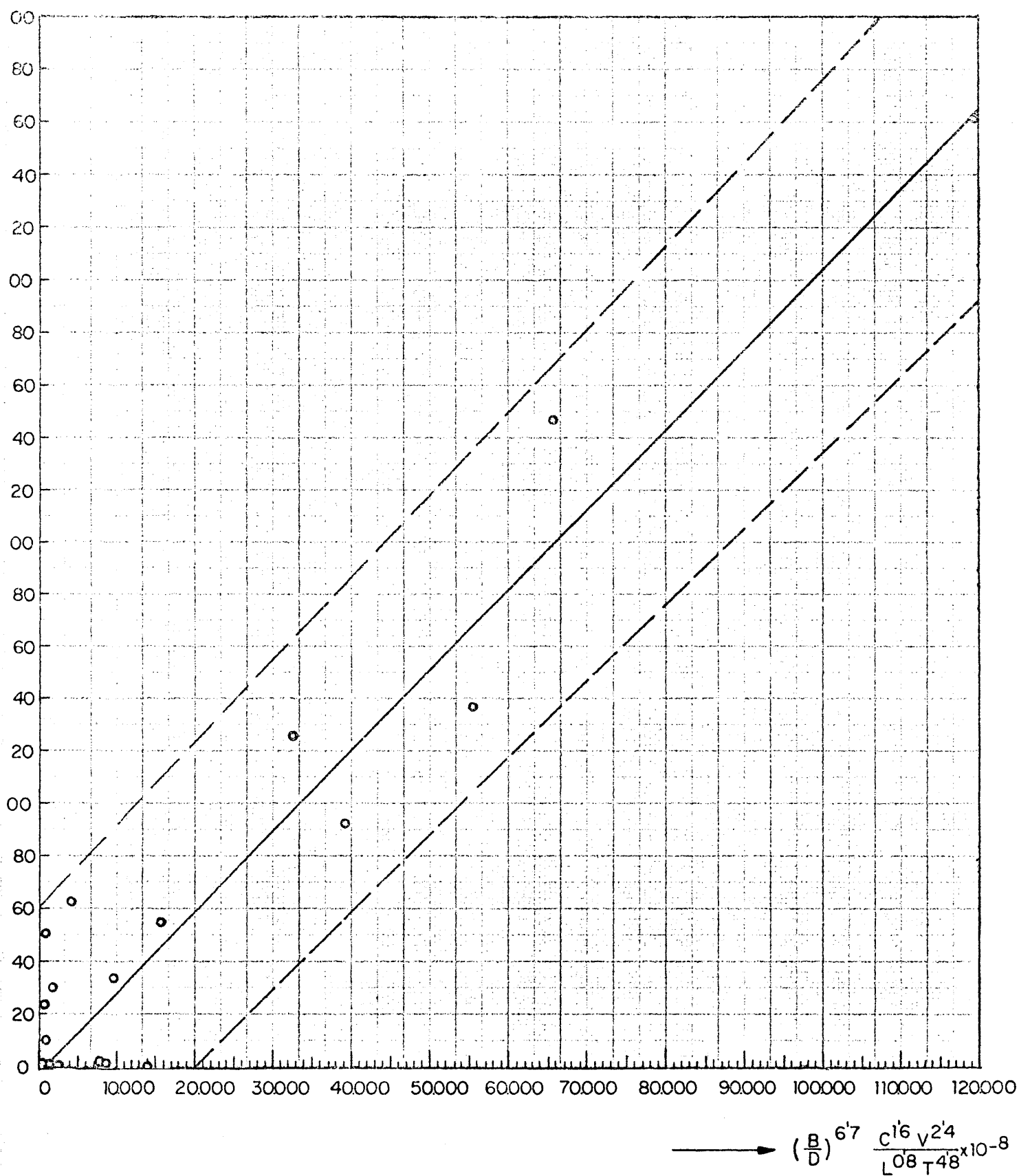


FIG.39 - CORRELACION PARA TORTAS EN LA PARED OPUESTA A LA BOQUILLA

Esta expresión también relaciona satisfactoriamente los datos ya que el grado de correlación experimental (r) es 0,938, superior al valor tabulado (0,455).

Los límites de confianza para la constante de la ecuación 45 con una probabilidad del 95% son :

$$3,0 \cdot 10^{-11} \pm 0,3 \cdot 10^{-11}$$

En la fig. 39 se representa con líneas de trazos los límites de confianza de las ordenadas para el ya citado valor de la probabilidad.

Sustituyendo en 45 los grupos adimensionales por las variables que los definen (ecuaciones 20 a 24 y 42, 43) y efectuando operaciones, se obtiene :

$$P_p = 3'0 \cdot 10^{-11} \frac{\left(\frac{F'}{v'}\right)^{6'7} \left(\frac{V_R}{T'2}\right)^{2'4} \left(\frac{Q \cdot t}{L'0'5}\right)^{1'6}}{(\gamma_L S_L)^{5'7} \cdot S_A^{1'5}} \quad 46.$$

Mediante comparación de la ecuación 46 con la 8 es posible calcular el valor del exponente a' de esta última :

$$a' = 0,4.$$

El valor de la constante η_p de la ya citada ecuación 8 se deduce con ayuda de la expresión 46, obteniéndose :

$$\eta_p = 4'2 \cdot 10^{-7} \cdot \frac{1}{(\gamma_L S_L)^{3'6} S_A^{0'9}} \cdot \left(\frac{F'}{v'}\right)^{4'2} \cdot \left(\frac{V_R}{T'2}\right)^{1'5} \cdot \left(\frac{Q}{L'0'5}\right) \quad 47.$$

La expresión general 7 aplicada al caso de la formación de tortas en la pared opuesta de la boquilla sería :

$$\frac{dP_p}{dt} = \eta_p \cdot P_p^{0'4} \quad 48.$$

5.52. COMENTARIOS SOBRE LA CORRELACION OBTENIDA PARA LAS TORTAS DE PARED.

La ordenación de las variables en la ecuación 46 está de acuerdo con el planteamiento teórico que llevó a la obtención de la expresión 39.

Los datos experimentales expuestos en las ecuaciones 47 y 48 mostraron que los exponentes de las expresiones 8 y 39 son los siguientes :

$$\begin{array}{ll} a' & = 0,4 \\ k' & = 1,5 \\ n' & = 0,5 \\ o' & = 1,8 \\ p' & = -0,9 \\ q' & = 4,2 \\ l' - a' & = 0,0 \\ m' - r' & = -1,2 \\ t' + u' & = 3,0 \end{array}$$

Estos valores permiten efectuar las siguientes observaciones :

1. La velocidad de crecimiento de una torta es una función significativa ($a' = 0,4$) del peso ya acumulado (ver ecuación 7). Esto parece indicar que la deposición de nuevas partículas "mojadas" se ve facilitada por la mayor superficie de que se dispone en las pizdras cada vez más gruesas, a la vez que disminuye la distancia entre la boquilla de pulverización y la superficie de deposición. Este efecto es más importante en el caso de las tortas de pared que en las de boquilla.
2. La causa que impide en mayor grado el crecimiento de tortas en la pared es el aumento de la componente vertical de las fuerzas que actúan sobre el chorro de pulverización (ver fig. 33). Este aumento es motivado por el aire de fluidización ($q' = 4,2$, ecuación 39; su efecto ha sido tenido en cuenta por aplicación de la ecuación 16 a la 35).

También ejerce un efecto señalado la temperatura, tanto desde el punto de vista de secado de las partículas mojadas (u' , ecuación 34) como el de gasificación (t' , por aplicación de la ecuación 16 a la 35) de la alimentación líquida en un espacio relativamente corto, impidiendo con ello el fácil acceso del chorro a la pared opuesta.

3. Comparado con los demás mecanismos supuestos, la acción penetrante del chorro líquido tiene una influencia media ($o' = 1,8$, ecuación 16 y 35) así como el estado de fluidización del lecho (porosidad, burbujas, etc) tenido en cuenta por medio de la velocidad reducida ya que $k' = 1,5$ (ecuación 37).
4. El efecto perjudicial a que podría dar lugar el aire de pulverización creando un hueco en el lecho (exponente l' , función 37) disminuyendo con ello la distancia boquilla-pared opuesta, es compensado por el incremento que dicho aire produce en la componente vertical (fig. 33) desviadora del chorro de pulverización (contabilizado por el exponente a' , equivalente al exponente q' en una función semejante a la 15 e introducida en este caso por medio de la ecuación 35) ya que $l' - a' = 0$.

Sin embargo, considerando este mismo proceso en el caso de la gasificación del nitrato de uranilo hexahidratado, se observa que un aumento en el valor de la ya citada componente vertical (exponente r' ; aplicación de la ecuación 16 a la 35) compense con creces el posible

haceo que dicha gasificación (exponente m' , ecuación 37) produciría en el lecho fluidizado, puesto que $m'-r' = -1,2$.

5. La distancia boquilla-paral (1) es la variable que menos influencia tiene en la formación de tortas sobre esta última.

De la ecuación 46 se deduce que, consideradas individualmente, las variables más importantes en la formación de tortas de paral, son, en primer lugar, el caudal de alimentación líquida y la velocidad lineal de fluidización, seguidas de la densidad de aquella y la sección del conducto de salida del nitrato por la boquilla de pulverización. También la temperatura ejerce acción significativa.

A semejanza como se hizo en el caso de las tortas de boquilla, la ecuación 46 puede expresarse en función de la capacidad de producción de trióxido de uranio y de la riqueza de la solución de nitrato de uranilo. Para ello substituyendo en aquella ecuación el valor de P según 32, se obtiene :

$$P_p = 4'8 \cdot 10^{12} \left(\frac{1}{S_L^{5'7} \cdot S_A^{1'5} \cdot l^{0'8}} \right) \left(\frac{1}{v_L^{5'7} \cdot C_n^{6'7}} \right) \left(\frac{w^{6'7} \cdot v_R^{2'4} \cdot Q^{1'6}}{v^{6'7} \cdot T^{4'8}} \right) \cdot 1'1^{1'6} \quad 49.$$

Según 49, el peso de tortas acumuladas en la paral opuesta a la boquilla a lo largo de una operación de calcinación, es función de ciertas dimensiones del equipo (secciones de los conductos de aire y líquido en la boquilla y distancia desde esta a la paral opuesta), de algunas propiedades de la alimentación líquida (densidad y riqueza), de las condiciones de trabajo (capacidad de producción, velocidades reducidas y lineales de fluidización, caudal de aire de pulverización y temperatura de calcinación) y de la duración del funcionamiento en producción.

De los resultados experimentales obtenidos hasta la fecha cabe deducir que para valores de

$$\left[\frac{(B)}{(D)} \right]^{6'7} \left[\frac{(C)^2 (V)^3}{(L') (T')^6} \right]^{0'8} \quad \text{o bien} \quad \left(\frac{F'}{v_L \cdot S_L \cdot S_A \cdot v'} \right)^{6'7} \frac{(Q \cdot t)^{1'6}}{S_A^{2'0} \cdot l^{0'8}} \left[\frac{v_R}{\left(\frac{T_f - T_D}{T_D} \right)^2} \right]^{2'4}$$

inferiores a $9 \cdot 10^{10}$, el peso de tortas que se acumula es nulo o tan pequeño que no obstaculiza el funcionamiento del calcinador durante periodos de tiempo prolongados.

5.6. APLICACION AL CALCINADOR.

5.61. BOQUILLA DE PULVERIZACION CON EL CONDUCTO DE LIQUIDO SIN ADELANTAR.

Con las expresiones desarrolladas es posible establecer, aplicando las

ecuaciones 33 y 34, las condiciones de operación del calcinador de planta piloto de forma que el peso de tortas acumuladas sea pequeño o no sobrepase un cierto valor. En dicho reactor hay ciertas dimensiones fijas (apartado 3.2 y tabla 7) :

Sección del conducto de líquido en la boquilla (S_L)	2,01 mm ² .
Idem. del aire de pulverización (S_A)	2,73 "
Distancia boquilla-parad opuesta (l)	1,75 dm.

Si en principio se suponen algunas variables de operación constantes (de hecho se modifican muy poco en la práctica) y se realizan los cálculos para un ensayo patrón de 100 horas de duración, quedan fijados otro grupo de variables de las citadas ecuaciones :

Densidad del UMH (conc. del 100% en peso) (γ_L)	2,45 gr/ml.
Velocidad lineal de fluidización (v')	20 cm/seg.
Factor de temperatura (temp. de reac. 280°C) (T')	0,4.
Duración del ensayo (t)	100 horas.
Velocidad reducida (V_R)	3.

Al sustituir estos valores en 33 y 49 y realizar las correspondientes operaciones, se obtiene :

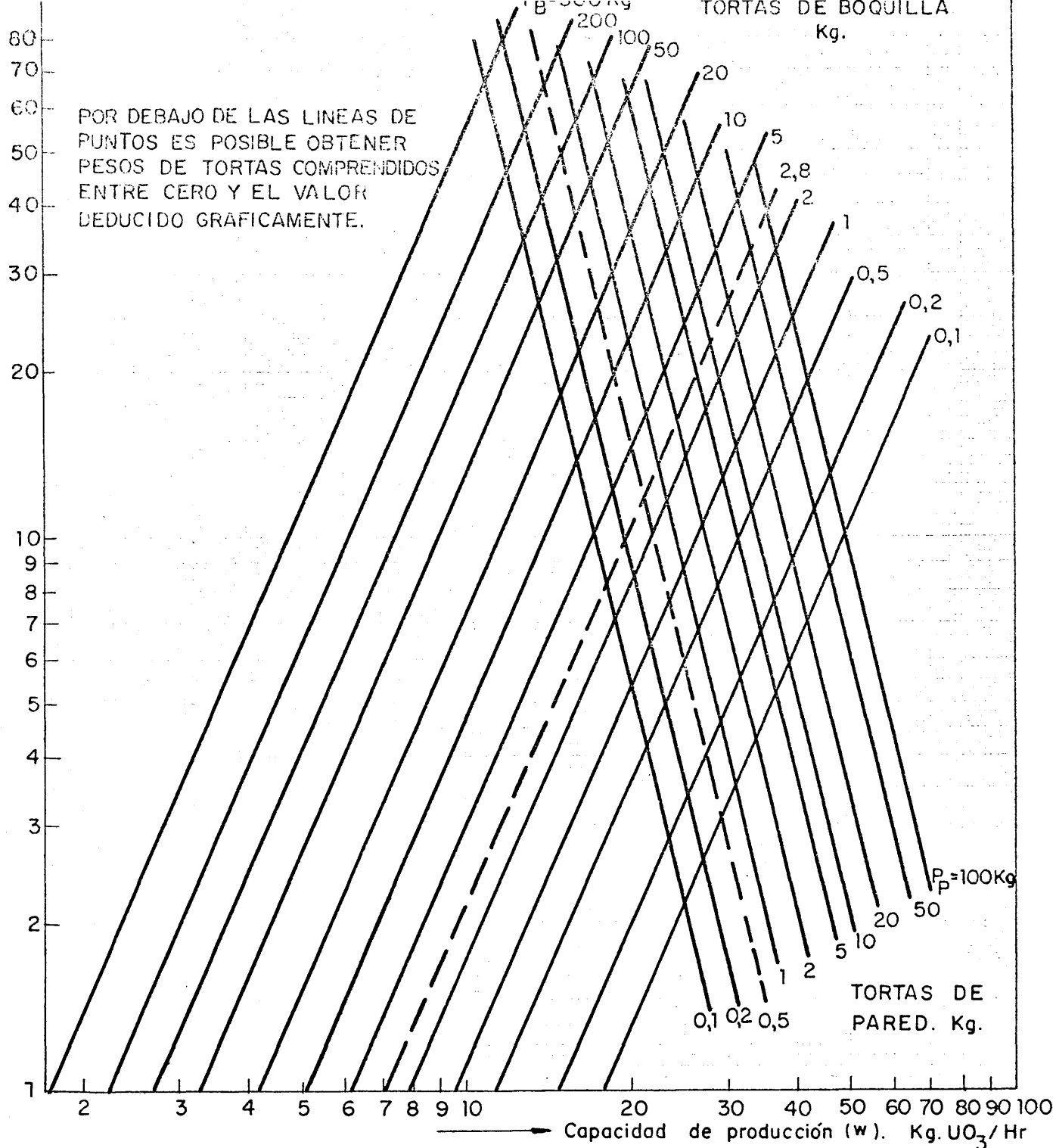
$$(P_B)_0 = 3'2 \cdot 10^6 \cdot Q^{1'6} \cdot w^{-3'7} \quad 50.$$

$$(P_p)_0 = 1'2 \cdot 10^{-8} \cdot Q^{1'6} \cdot w^{6'7} \quad 51.$$

Estas ecuaciones establecen los pesos de tortas que se pueden producir en el calcinador D-2 para diferentes caudales de aire de pulverización y distintas capacidades de producción.

En la fig. 40 se muestra la resolución gráfica de las anteriores expresiones empleándose como parámetro el peso de tortas. En ella se ha representado a trazos las líneas correspondientes a la resolución de las ecuaciones 50 y 51 para los valores numéricos obtenidos de las líneas de ajuste medio de las figs. 34 y 39, para el caso concreto en el que la línea representativa del límite inferior corte al eje de abscisas y que, por tanto, definen unas condiciones a partir de las cuales, estadísticamente, es posible que se obtenga un peso de tortas nulo. De esta forma, en la fig.40, puntos de operación situados por debajo de las citadas líneas de trazos pueden corresponder a ensayos en los cuales no se produzcan tortas.

Así, por ejemplo, aunque unas condiciones de operación tales como $Q = 6$ litros/minuto y $w = 20$ Kg/Hr determinan pesos de tortas $[(P_B)_0 = 1-2$ Kg y $(P_p)_0 = 0,1-0,2$ Kg] también es posible que no se produzca cantidad alguna de ellas.



40:CALCINADOR D-2.PESOS DE TORTAS DE BOQUILLA Y DE PARED EN FUNCION DE LA CAPACIDAD DE PRODUCCION Y DEL CAUDAL DE AIRE DE PULVERIZACION.

Condiciones:

Concentración del UNH (C)	100% en peso
Velocidad lineal de fluidización, zona ancha (v')	20 cm/seg.
Temperatura de trabajo (T _f)	280 °C
Distancia boquilla-pared opuesta (L)	1,75 dm
Sección del conducto de liquido de la boquilla	2,01 m.m ²
Sección del conducto del aire de pulverización en la boquilla	2,73 m.m ²
Duración del ensayo (t)	100 pesos
Adelantamiento del conducto de liquido en la boquilla	Nulo

Normalmente, las variables de operación (v' , T_t , t y V_R) adoptan otros valores distintos a los supuestos para deducir las ecuaciones 50 y 51 y trazar la fig. 40. En tal caso, para encontrar los correspondientes pesos de tortas de boquilla y de pared, para unos determinados caudales de aire de pulverización y una capacidad de producción dada, hay que multiplicar los valores dados en la citada figura por unos adecuados factores de conversión. En efecto, si en las expresiones 33 y 49 se aplica el subíndice 0 para los números deducidos de la fig. 40 y el subíndice "i" para otras condiciones de v' , T_t , t y V_R , se obtiene :

$$(P_B)_i = (f_{v'})_B \cdot (f_t)_B \cdot (f_{T'})_B \cdot (P_B)_0 \quad 52.$$

$$(P_p)_i = (f_{v'})_p \cdot (f_t)_p \cdot (f_{T'})_p \cdot (P_p)_0 \quad 53.$$

O bien en forma más general :

$$(P_B)_i = (f)_B \cdot (P_B)_0 \quad 54.$$

$$(P_p)_i = (f)_p \cdot (P_p)_0 \quad 55.$$

en las que $(f)_B$ y $(f)_p$ son los factores de corrección globales definidos por los productos respectivos de los factores individuales, los cuales están definidos, a su vez, por las siguientes expresiones :

Tortas de boquilla :

$$(f_{v'})_B = \left(\frac{v_i}{20}\right)^{3.1} = 9 \cdot 10^{-5} \cdot v_i^{3.1} \quad 56.$$

$$(f_t)_B = \left(\frac{t_i}{100}\right)^{1.1} = 6 \cdot 10^{-3} \cdot t_i^{1.1} \quad 57.$$

$$(f_{T'})_B = 0.4 \cdot T_i^{-1} \quad 58.$$

Tortas de pared :

$$(fv')_p = \left(\frac{20}{v_i}\right)^{6.7} = 5 \cdot 10^8 \cdot v_i^{-6.7} \quad 59.$$

$$(f_t)_p = \left(\frac{t_i}{100}\right)^{1.6} = 6 \cdot 10^{-4} \cdot t_i^{1.6} \quad 60.$$

$$(f_T')_p = \left(\frac{0.40}{T_i}\right)^{4.8} = 1.2 \cdot 10^{-2} \cdot T_i^{-4.8} \quad 61.$$

$$(fv_R) = \left(\frac{v_{Ri}}{3.0}\right)^{2.4} = 7 \cdot 10^{-2} \cdot v_{Ri}^{2.4} \quad 62.$$

En la fig. 41 se muestra la resolución gráfica de las ecuaciones 56 a 62. A partir de ella y para cualquier condición de las variables estudiadas, pueden deducirse los correspondientes factores de corrección.

5.62. BOQUILLA DE PULVERIZACION CON EL CONDUCTO DE LIQUIDO ADELANTADO.

En 5.42 se hizo referencia a la reducción que en el peso de tortas de boquilla, se conseguía adelantando el conducto de líquido, llegándose a deducir la expresión que liga a esa reducción con ciertas variables de operación (ecuación 31).

En la fig. 42 se muestra la resolución gráfica de la ecuación 31 para unos cuantos valores numéricos del adelantamiento (d), representándose Q vs. W para diferentes relaciones R².

5.63. SOLUCION ADOPTADA. EJEMPLO DE CALCULO.

Debido que a lo largo de la experimentación realizada se ha comprobado el adecuado servicio del calcinador con las actuales dimensiones de la boquilla (tabla 7, boquilla tipo E) y del reactor, solamente es posible actuar sobre los valores de Q y W (ecuaciones 50 y 51) si se quiere reducir el peso de las tortas de pared y de boquilla y se operar con adelantamientos del conducto del líquido si se desea reducir el peso de estas últimas hasta valores muy pequeños. Sin embargo, esto puede presentar ciertos inconvenientes por

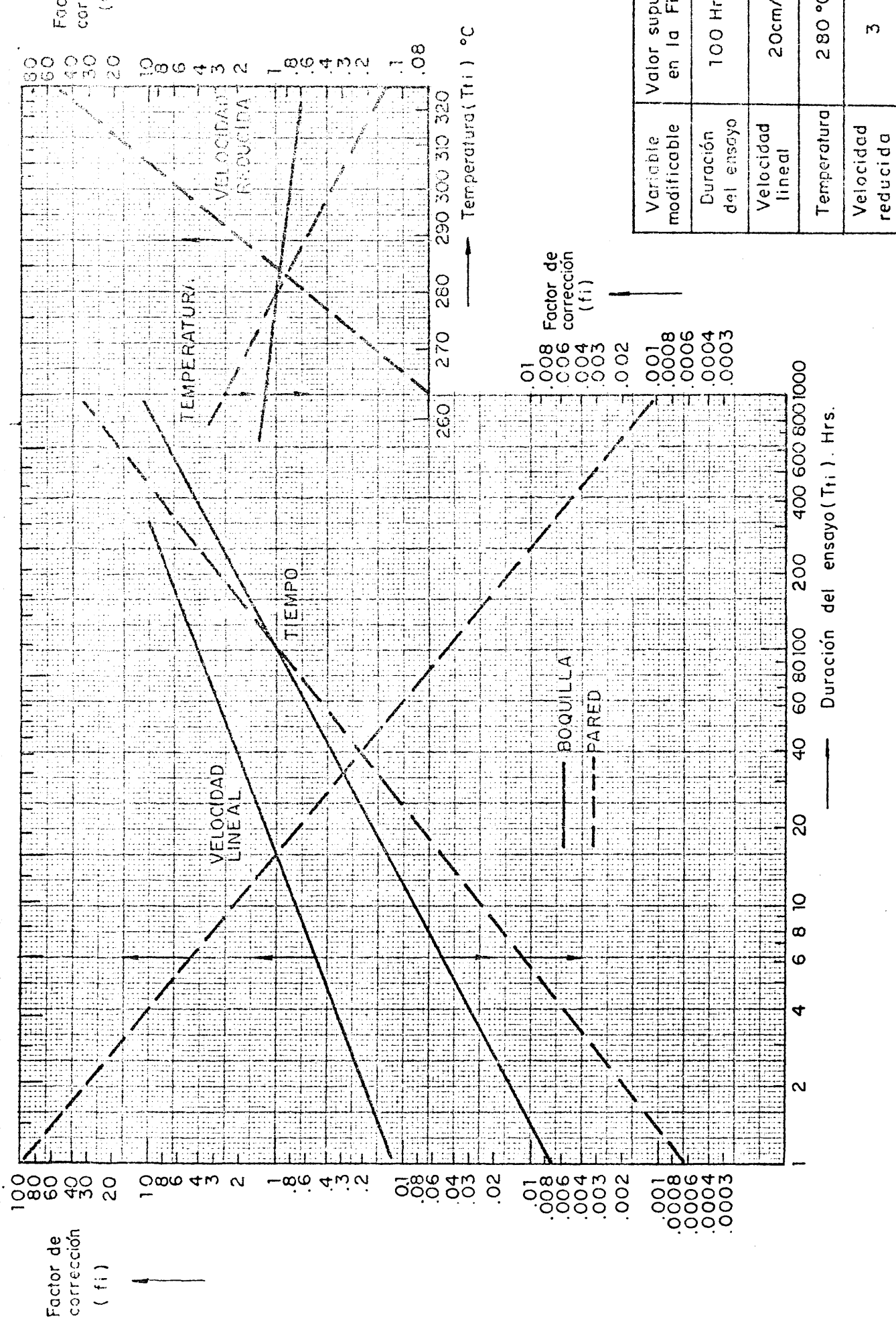


FIG.41.-CALCINADOR D-2. FACTORES DE CORRECCION PARA OTROS VALORES DE LAS VARIABLES DISTINTOS A LOS ADOPTADOS EN LA FIGURA 40.

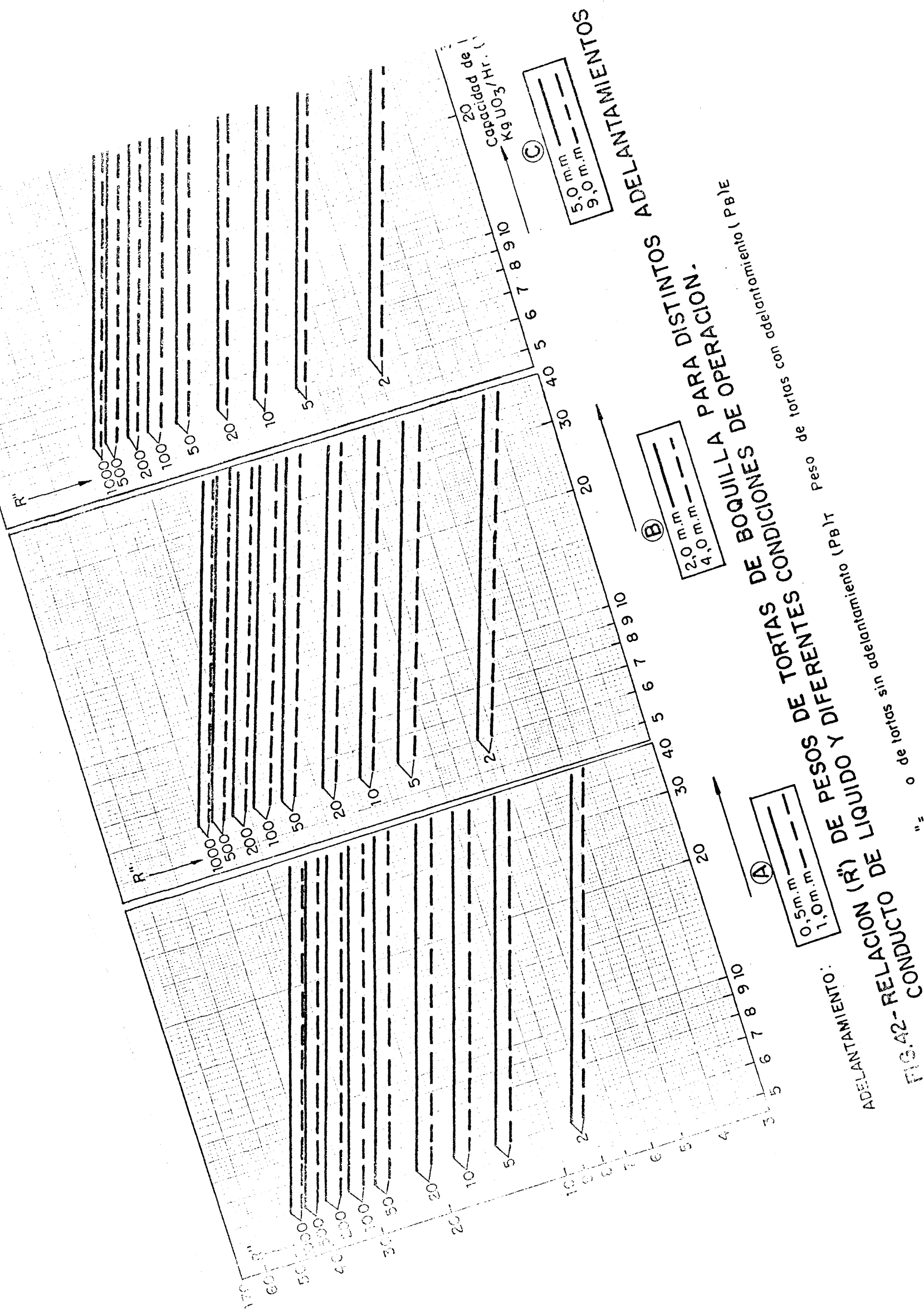


FIG. 42 - RELACION (R) DE PESOS DE TORTAS DE LIQUIDO Y DIFERENTES ADELANTAMIENTOS (PB) Y

CONDUCTO DE RELACION (R) DE PESOS DE TORTAS DE LIQUIDO Y DIFERENTES ADELANTAMIENTOS (PB) Y

CONDUCTO DE RELACION (R) DE PESOS DE TORTAS DE LIQUIDO Y DIFERENTES ADELANTAMIENTOS (PB) Y

lo que no es interesante aumentar excesivamente dichos adelantamientos. En efecto :

1. Cuanto mayor es el adelantamiento más fuertes caudales de aire se precisan para conseguir el mismo tipo de pulverización del líquido. Así, por ejemplo, con 400 ml/minuto de agua con adelantamientos de 0 y 7,5 se necesitan 25 y 55 litros/minuto de aire, respectivamente (Fig. 37), lo que obliga a un mayor consumo de este fluido y al empleo de más altas presiones de suministro.
2. Adelantamientos grandes facilitan la deformación del conducto de líquido por choque de las partículas contra él y, ocasionalmente, por golpes de alguna torta formada en la boquilla o en la pared opuesta. Esto se ha podido comprobar en algunos ensayos realizados con adelantamientos de 5 mm o superiores.
3. Las mejoras conseguidas al pasar de 1 a 9 mm no son tan importantes como para justificar la presencia de los inconvenientes citados en los puntos 1 y 2 (ver gráficas de la Fig. 42). En realidad, lo más importante, es que exista adelantamiento para que el aire de pulverización y el caudal de líquido ejerzan su efecto en la reducción de tortas de boquilla (Fig. 35).

Los anteriores razonamientos llevan a establecer como adelantamiento óptimo el de 1 mm ya que tan solo se precisará un exceso del 10-15% de aire de pulverización con respecto a un adelantamiento nulo y el conducto mantendrá la robustez necesaria para un trabajo continuado sin deformaciones. Con dicha dimensión y en las condiciones usuales de trabajo, es posible esperar pesos de tortas 50 a 100 veces menores que con el conducto de líquido a nivel de la salida del aire de pulverización.

En la Fig. 43 se muestra la resolución gráfica para el caso de un adelantamiento de 1 mm, obtenida superponiendo a la Fig. 40 las líneas de trazos discontinuos de la Fig. 42-A y uniendo entre sí los puntos que determinan los mismos pesos de tortas de boquilla deducidos por intersección de las líneas P_0 con los adecuados factores de reducción R^0 .

Comparando las Figs. 40 y 43 se puede apreciar la fuerte distorsión hacia la izquierda que experimentan las curvas cuyo parámetro es el peso de tortas de boquilla, ampliándose sensiblemente las posibilidades de variación de caudales de aire de pulverización y capacidades de producción para la misma probabilidad de acumulación de pesos de tortas. Así, por ejemplo, si se admite para un reactor de planta piloto, tal como el 0-2, que en 100 horas se pueden formar 1 Kg de tortas de cada procedencia sin que su funcionamiento se vea excesivamente perjudicado (debe tenerse en cuenta que la mayoría de dichas tortas son expulsadas por el reboses del producto por lo que disminuyen los problemas de su acumulación) se obtendría una zona de utilización bastante mayor con un adelantamiento de 1 mm que sin adelantamiento (Fig. 44).

Con ayuda de la Fig. 43, la determinación del peso de tortas de boquilla es directo ya que no es necesaria la utilización de las Figs. 40 y 42.

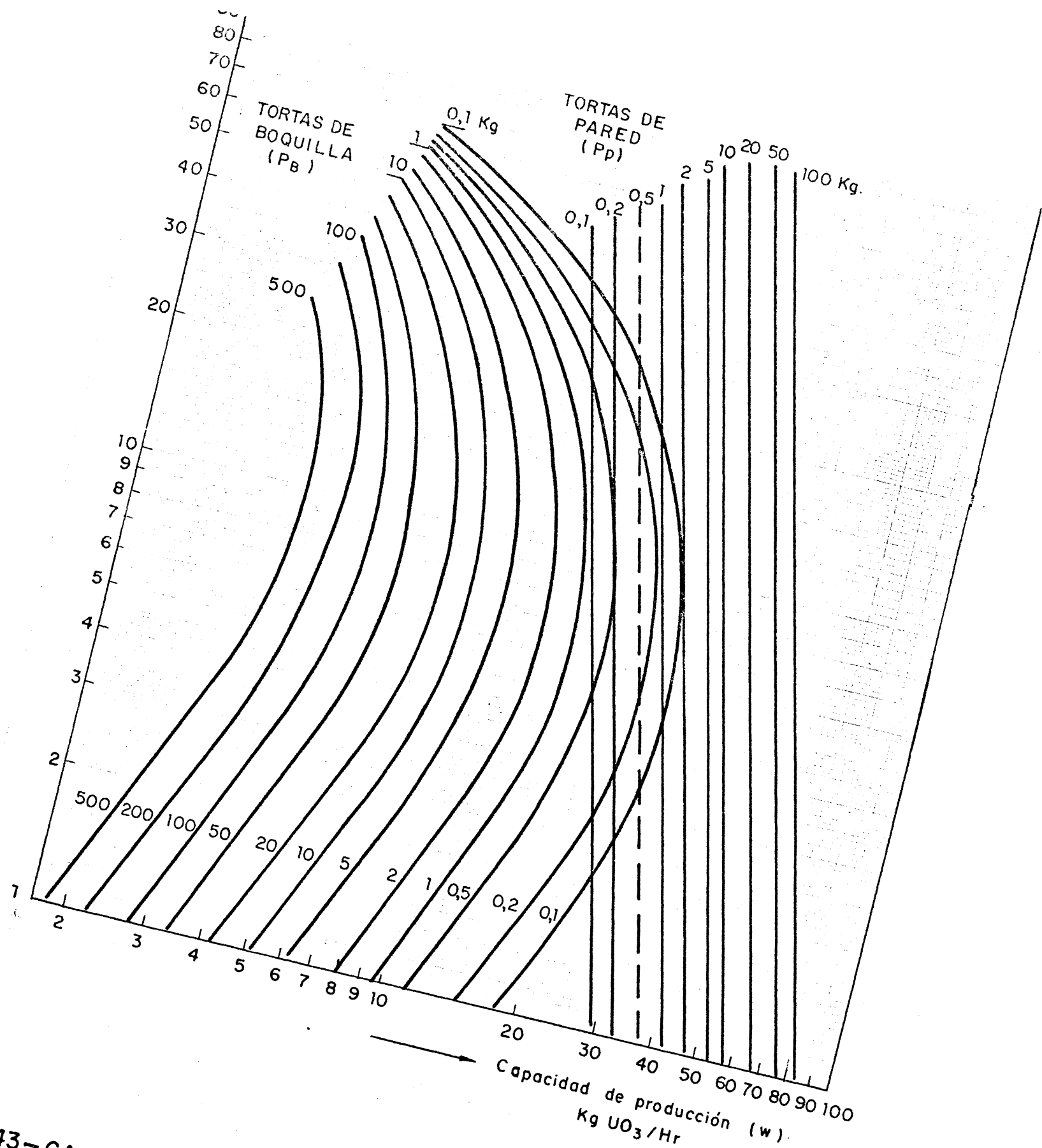


FIG. 43.-CALCINADOR D-2. PESOS DE TORTAS DE BOQUILLA Y DE PARED EN FUNCION DE LA CAPACIDAD DE PRODUCCION Y DEL CAUDAL DEL AIRE DE PULVERIZACION.

BOQUILLA: 1 M.M.

Condiciones: Las mismas anotadas en la figura 7.

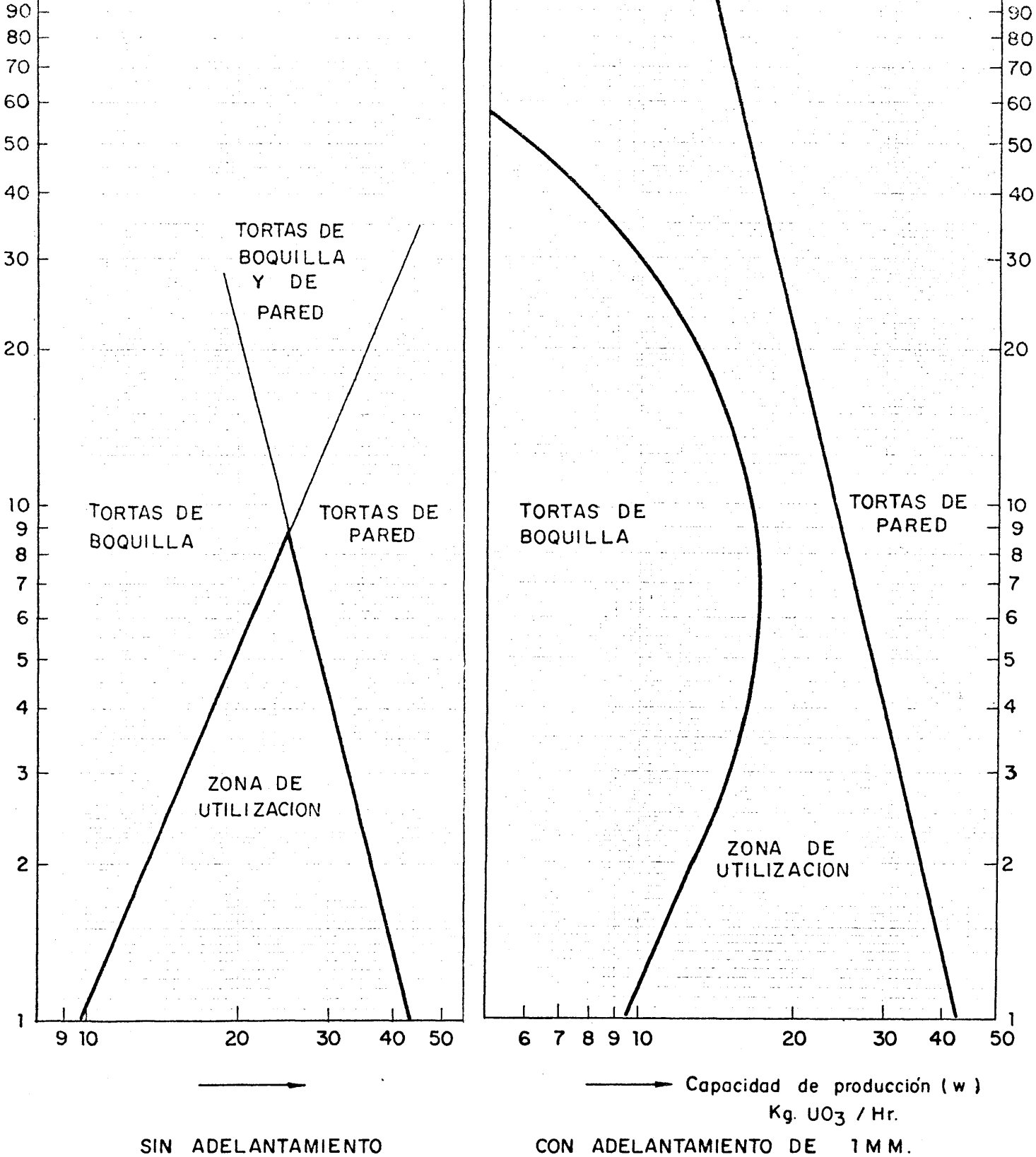


FIG.44.- CALCINADOR D-2. ZONAS DE FORMACION DE TORTAS PARA UNA ACUMULACION DE 1KG DE CADA PROCEDENCIA, EN FUNCION DE LA POSICION DEL CONDUCTO DE LIQUIDO EN LA BOQUILLA,

Condiciones de operación: Las mismas que las indicadas en la figura 1

Ejemplo :

$$\begin{aligned}Q &= 11 \text{ litros/minuto.} \\w &= 12 \text{ Kg/Hr.} \\v' &= 18 \text{ cm/seg.} \\V_R &= 3,5 \\T_t &= 282^\circ\text{C.} \\t &= 10 \text{ horas.} \\d &= 1 \text{ mm.}\end{aligned}$$

De la fig. 43 se obtiene :

$$\begin{aligned}\text{Tortas de pared} &: (P_p)_0 = 0 \div 100 \text{ grm.} \\ \text{Tortas de boquilla} &: (P_B)_0 = 2000 \div 5000 \text{ grm.}\end{aligned}$$

Los factores de corrección individuales son (fig. 41) :

Tortas de pared :

$$\begin{aligned}(f_{v'18})_p &= 2 \\(f_{t10})_p &= 0'25 \\(f_{T'282})_p &= 0'9 \\(f_{V_R3'5}) &= 1'5\end{aligned}$$

Tortas de boquilla :

$$\begin{aligned}(f_{v'18})_B &= 0'8 \\(f_{t10})_B &= 0'09 \\(f_{T'282})_B &= 0'9\end{aligned}$$

Los factores globales de corrección son :

$$\begin{aligned}\text{Tortas de pared} &: (f)_p = 2 \times 0,25 \times 0,9 \times 1,5 = 0,675. \\ \text{Tortas de boquilla} &: (f)_B = 0,8 \times 0,09 \times 0,9 = 0,065.\end{aligned}$$

Los pesos de tortas que es posible esperar serían :

$$\begin{aligned}\text{Tortas de pared} &: (P_p)_T = (0 \div 100) \times 0,675 = 0 \div 67 \text{ gramos.} \\ \text{Tortas de boquilla} &: (P_B)_E = (2000 \div 5000) \times 0,065 = 130 \div 325 \text{ gra.}\end{aligned}$$

El ensayo D-2-109 de calcinación (tabla 10, apartado 5.42) se realizó en análogas condiciones a las del ejemplo, excepto en que el adelantamiento del conducto de líquido en lugar de ser de 1 mm fué de 2 mm. Ahora bien, dado la escasa influencia que el valor absoluto de este adelantamiento tiene en el peso de tortas comparado con el de las otras variables, se pueden suponer bastante semejantes las condiciones del citado ensayo con las del ejemplo. Los pesos de tortas que se obtuvieron, fueron :

Tortas de pared : $P_p = 0$ gra.
Tortas de boquilla : $P_b = 161$ gra.

Ambos valores concuerdan con los calculados con ayuda de las figs. 41 y 43.

5.7. RESUMEN.

En la calcinación de nitrato de uranilo (UNH) en lecho fluidizado, se producían tortas de UO_3 sobre la boquilla y/o en la pared opuesta a esta, perturbando el funcionamiento del reactor impidiendo, incluso, su operación al producir averías. Ante la importancia del problema, se inició una investigación partiendo de los datos de funcionamiento del aparato ya que, por la naturaleza del proceso, no fué posible realizar experimentación en el laboratorio. En este estudio se tuvo en cuenta a todas las variables de trabajo, algunas de las cuales pudieron medirse con precisión (tiempos, dimensiones del equipo, etc) mientras que otras (capacidades de producción, temperaturas, etc) estuvieron afectadas de errores más o menos grandes. Sin embargo, fué posible deducir las ecuaciones que pueden representar al fenómeno, a través de la teoría que a continuación se expone :

Cierta número de las partículas que al atravesar el cono de pulverización quedan recubiertas de UNH, llegan, no totalmente secas, a las superficies del reactor quedando adheridas a ellas y completando allí su descomposición. Toda acción ejercida sobre el cono de pulverización que facilite el acceso o proyección de dichas partículas a esos lugares, aumentará el peso de las tortas, las cuales, una vez comenzada su formación, crecerán cada vez más rápidamente al disminuir las distancias a recorrer por las partículas "mojadas". De acuerdo con estas ideas, se puede establecer la siguiente ecuación de crecimiento :

$$\frac{dP_i}{dt} = \eta_i \cdot P_i^{\alpha'}$$

en la que η_i es una constante de proporcionalidad que depende de las condiciones de operación y mediante la cual se tienen en cuenta las acciones ejercidas sobre las partículas "mojadas".

Las tortas encima de la boquilla se originan porque la resultante de las citadas acciones es ascendente. Si esta resultante se expresa en función del ángulo que forman sus componentes horizontal y vertical y, además,

se tiene en cuenta el efecto de la temperatura de trabajo sobre el estado del sólido, se tendrá

$$\eta_B = K_a \cdot \frac{(\log \varphi)}{(T')^b}$$

La componente horizontal es función de la energía cinética de penetración del chorro pulverizado y de las acciones que tienden a debilitarlo (aire de pulverización), mientras que la componente vertical depende, únicamente, de la gasificación de la alimentación y de la velocidad lineal de fluidización.

Aplicando a la forma integrada de la ecuación de crecimiento, las funciones de las variables de operación que se consideró intervinían en cada uno de los parámetros de la expresión anterior, se obtiene :

$$P_B = (1-a')^{\frac{1}{1-a'}} \left[K_b \frac{(\gamma_L S_L)^{2c'} (Q)^{d'+g'} (v')^{e'}}{(S_A)^{d'} (F')^{3c'-f'} (T')^{b'-h'}} \cdot t \right]^{\frac{1}{1-a'}}$$

Las tortas en la pared opuesta a la boquilla se forman debido a la excesiva penetración del chorro en el lecho, oponiéndose a ella la resistencia que este ofrece. Si se admite que la temperatura ejerce el mismo efecto que en el caso anterior, la constante de proporcionalidad podrá expresarse por :

$$\eta_p = K_c \frac{(I)^{w'}}{(R'')(T')^u'}$$

Las fuerzas impulsoras (I) del chorro pulverizado estarán determinadas por las mismas variables que definen a $\log \varphi$ anteriormente citada, pero con la diferencia de que su efecto sobre la acumulación de tortas será opuesto al ejercido en aquel caso, ya que las acciones que tienden a desviar el chorro se oponen a su acceso a la pared opuesta.

La resistencia (R'') del lecho se expresó como una función de la distancia boquilla-pared y del estado del lecho (burbujeo y grado de expansión).

Procediendo de la misma forma que en el caso de las tortas de boquilla, se llega a la siguiente expresión :

$$P_p = (1-a')^{\frac{1}{1-a'}} \left[K_d \frac{(S_A)^{p'} (V_R)^{k'} (F')^{3o'+m'-r'} (Q)^{l'-p'-s'}}{(\gamma_L^2 S_L^2)^{o'} (v')^{q'} (I)^{n'} (T')^{t'+u'}} \cdot t \right]^{\frac{1}{1-a'}}$$

En la resolución de las dos ecuaciones que permiten el cálculo de P_B y P_p , se aplicó el análisis dimensional a los datos experimentales, obteniéndose los resultados que se resumen en la tabla 14. En ella se observa que

TABLA. 14.- PRINCIPALES ECUACIONES REPRESENTATIVAS DEL PROCESO DE FORMACION DE TORTAS

CONCEPTO	BOQUILLA	PARED OPUESTA A LA BOQUILLA
Velocidad de crecimiento	$\frac{dP_B}{dt} = \eta_B \cdot P_B^{0.1}$	$\frac{dP_p}{dt} = \eta_p \cdot P_p^{0.4}$
Constante de crecimiento (η_i)	$\eta_B = 400 \frac{(\gamma_L S_L)^{4.3} \cdot v^{2.8}}{F^{3.4} \cdot T^{0.9}} \left(\frac{Q}{S_A}\right)^{1.5}$	$\eta_p = 42 \cdot 10^{-7} \frac{\left(\frac{F'}{v'}\right)^{4.2} \left(\frac{V_R}{T^2}\right)^{1.5} Q}{(\gamma_L S_L)^{3.6} \cdot S_A^{0.9} \cdot L^{0.5}}$
Peso de tortas acumulado (P_i)	$P_B = 650 \frac{(\gamma_L S_L)^{4.7} \left(\frac{Q}{S_A}\right)^{1.6} \cdot v^{3.1}}{F^{3.7} \cdot T^{1.1}}$	$P_p = 30 \cdot 10^{-11} \frac{\left(\frac{F'}{v'}\right)^{6.7} \left(\frac{V_R}{T^2}\right)^{2.4} \left(\frac{Q}{L^{0.5}}\right)^{1.6}}{(\gamma_L S_L)^{5.7} \cdot S_A^{1.5}} \cdot L^{1.6}$
Relación de peso de tortas de boquilla sin y con adelantamiento del conducto de líquido para igualdad de las otras variables.		$R'' = -48.5 + 49.5 \cdot \exp(2 \cdot 10^{-7} \cdot d^{1/3} \cdot Q^3 - F')$

la velocidad de crecimiento depende poco del peso de las tortas acumuladas, si bien este es más significativo para el caso de la pared opuesta (exponente 0,4). Así mismo, se deduce que no es posible su total eliminación ya que siempre existirá la probabilidad de que se forme alguna, aunque su peso puede reducirse al mínimo actuando convenientemente sobre las variables de operación del calcinador, o sobre las dimensiones del equipo: diámetro del reactor (L) y de los conductos de la boquilla (S_A y S_L).

Las variables de operación no pueden modificarse fuera de ciertos límites (apartado 3.4) por lo que será preciso actuar, preferentemente, sobre las dimensiones del equipo. El diámetro del reactor puede aumentarse para hacer mayor la distancia boquilla-pared (L) y así disminuir el peso de las tortas de pared sin que ello afecte al de boquilla. Sin embargo, la reducción de este último por disminución de S_L tendrá efectos contrarios sobre el de pared. Por otra parte, un aumento de S_A puede perjudicar apreciablemente a la calidad de la pulverización.

La solución al problema de las tortas de boquilla se encontró adelantando el conducto de líquido en la boquilla, lográndose con ello una sensible reducción en el peso de tortas; esta reducción puede expresarse por la relación de pesos que se obtienen sin y con adelantamiento para igualdad de las otras condiciones de operación, habiéndose encontrado experimentalmente su dependencia con algunas de las variables de operación:

$$R'' = -48.5 + 49.5 \exp. (2 \cdot 10^{-7} \cdot d^{1/3} \cdot Q^3 \cdot F')$$

El efecto del adelantamiento del conducto de líquido, el cual no tuvo consecuencias perjudiciales sobre el peso de tortas de pared, puede atribuirse a las siguientes causas: A) El chorro se aleja algo de la zona crítica de formación (el adelantamiento "d" varió entre 0 y 9 mm). B) El cono pulverizado es menos desviado por el aire de pulverización. C) Este último barre exteriormente al conducto de líquido de forma que las partículas "mojadas" son proyectadas lejos de la superficie de deposición.

De lo expuesto, cabe deducir que en la formación de tortas intervienen la mayor parte de las variables de funcionamiento y diseño del calcinador y que, precisamente, las que más afectan (tablas 14 y 15) tienen efectos contrapuestos por lo que su eliminación, en muchos casos, es una cuestión de compromiso y elección de las condiciones de trabajo.

Los conocimientos adquiridos en la investigación descrita permiten calcular, con cierto margen de error, el peso de tortas de boquilla y/o de pared que puede esperarse se acumulen durante un ensayo en el calcinador de planta piloto, así como establecer las condiciones de trabajo para evitarlas. Para ello, basta aplicar a las ecuaciones correspondientes, los valores que adoptan las variables de funcionamiento que en aquellas intervienen o bien, utilizar la resolución gráfica de dichas ecuaciones con lo que se simplifican los cálculos significativamente. Estas gráficas tienen la ventaja adicional de ofrecer una panorámica de la zona de trabajo de forma que en función de las dos variables (caudal de aire de pulverización y capacidad de producción) que normalmente admiten una mayor posibilidad de modificación, se puede fácilmente escoger los puntos de operación de manera que el peso de tortas sea mínimo.

La aplicación de este método gráfico es satisfactoria según se deduce de los valores indicados en la tabla 16.

TABLA 16. COMPARACION DE LOS PESOS DE TORTAS CALCULADOS Y OBTENIDOS (gramos).

Procedencia.	Calculados gráficamente.	Obtendidos.
Tortas de pared	0 ÷ 70	0
Tortas de boquilla	130 ÷ 300	160

En el reactor de planta piloto, se obtienen los mejores resultados cuando el adelantamiento del conducto de líquido en la boquilla es de 1 mm.

La presente teoría de formación de tortas permite abordar, desde el punto de vista de impedir su aparición, el diseño de calcinadores de escala mayor al estudiado en este trabajo, ya que en ella se tienen en cuenta algunas de sus dimensiones críticas: diámetros del reactor y de los conductos de la boquilla.

TABLA 15. RESUMEN COMPARATIVO DE LOS VALORES DE LAS VARIABLES QUE ACTUAN FAVORABLEMENTE DISMINUYENDO LA ACUMULACION DE TORTAS.

V A R I A B L E	Lugar de formación			¿Tienen efecto opuesto ?.	
	Boquilla		Pared		
	Con el cond. de líquido sin adelant.	Con el cond. de líquido adelantado.			
Caudal de alimentación	F'	Altos	Altos	Bajos	Si
Distancia boquilla-pared	l	---	---	Altos	No
Caudal de aire de pulverización	Q	Bajos	Altos	Bajos	Si
Adelantamiento del conducto de líquido d	d	---	Altos	---	No
Sección del conducto de aire de pulve. SA	SA	Altos	Altos	Altos	No
Sección del conducto del líquido SL	SL	Bajos	Bajos	Altos	Si
Gradiente relativo de temperaturas T'	T'	Altos	Altos	Altos	No
Tiempo t	t	Bajos	Bajos	Bajos	No
Velocidad lineal de fluidización v'	v'	Bajos	Bajos	Altos	Si
Velocidad reducida VR	VR	---	---	Bajos	No
Densidad de la alimentación γL	γL	Bajos	Bajos	Altos	Si

6. PROPIEDADES FLUIDODINAMICAS DEL UO_3 .

6.1. INTRODUCCION.

El trióxido de uranio obtenido en el calcinador se destina a la línea de producción de compuestos de uranio existente en la Planta Piloto de la JUNTA DE ENERGIA NUCLEAR realizándose las sucesivas transformaciones (reducción, fluoruración y fluoración, apartados 2.11 a 2.14) en reactores de lecho fluidizado; por lo tanto, el completo conocimiento de las propiedades fluidodinámicas del sólido producido es importante para su posterior manejo en los citados reactores y, también, para el adecuado funcionamiento del calcinador.

A tal fin, se llevó a cabo en el laboratorio un estudio del UO_3 obtenido en el calcinador, pretendiéndose predecir con él, a partir de un análisis de tamizado del sólido, la velocidad del gas a la cual aquel está en completo movimiento, la expansión del lecho a cualquier velocidad lineal de trabajo y otros parámetros útiles para el cálculo de este tipo de reactores.

La técnica experimental empleada y los equipos utilizados son distintos a los descritos en anteriores capítulos ya que la naturaleza del problema es diferente, aunque, en definitiva, el objetivo sea el mismo: conseguir una mejor operabilidad del reactor de calcinación en lecho fluidizado.

6.2. FUNDAMENTOS TEORICOS.

6.21. EXPRESIONES DE CALCULO.

Hay distintas teorías y modelos que permiten llegar al establecimiento de las condiciones en que comienza un lecho fijo a estar fluidizado. Uno de

los que más amplia difusión ha encontrado es el que a partir de la ecuación que describe el flujo de fluidos a través de conductos vacíos, desarrolla una expresión para lechos de relleno constituidos por sólidos de forma esférica o irregular, efectuando para ello ciertas suposiciones. En efecto, estudiando las variables que afectan al flujo isotérmico de fluidos por conductos vacíos, el análisis dimensional determina la siguiente expresión :

$$\Delta P = K \frac{\mu^{2-n} \cdot v_o^n \cdot D_i^{n-3} \cdot L}{q_c \cdot \rho_F^{1-n}} \quad 63.$$

en la que para flujos laminares n adopta el valor de la unidad, siendo igual a 2 para regímenes turbulentos (140). El tipo de flujo se define por el número Reynolde :

$$Re = \frac{\rho_F \cdot v_o \cdot D_p}{\mu} \quad 64.$$

estableciendo Lave que para valores inferiores a 10 el régimen es laminar pasando a ser turbulento para $Re = 100$.

El citado autor dedujo las expresiones para realizar los cálculos fluidodinámicos, teniendo en cuenta, para ello, la hipótesis de Carman (249), según la cual el lecho poroso está constituido por múltiples canales orientados con un ángulo medio, representativo, de 45° .

En la tabla 17 se recogen las ecuaciones utilizadas en el presente trabajo, obtenidas de los estudios de Lave y Carman.

El diámetro medio (D_p) de las partículas en el caso de una mezcla de tamaños, se establece a partir de un análisis de tamizado, pudiéndose aplicar cualquiera de las múltiples expresiones propuestas al efecto (253). Sin embargo, Reboux (142) comprobó que la definición más adecuada y que mejor correlaciona los datos experimentales es la del diámetro medio volumen-superficie :

$$D_p = \frac{100}{\sum \frac{x_i}{d_{p_i}}} \quad 73.$$

En este trabajo se ha encontrado que tiene gran importancia en la correlación de ciertos datos (velocidades reducidas, porosidades) la distri-

TABLA.17.- EXPRESIONES FLUIDODINAMICAS EMPLEADAS.

ESTADO DEL LECHO	VARIABLE DEPENDIENTE	ECUACION	
FIJO	Pérdida de carga	Expresión general en función del factor de fricción $\Delta P = f_m \frac{2 L v_0^2 \rho_F (1-\epsilon)^{3-n}}{g_c D_p \phi^{3-n} \cdot \epsilon^3}$	65
		Para $Re < 10$ $\Delta P = K' \frac{\mu v_0 L}{g_c D_p^2} \frac{(1-\epsilon)^2}{\phi^2 \cdot \epsilon^3}$	66
		Expresión general $\epsilon = 1 - \frac{W}{\rho_S \cdot S \cdot L_T}$	67
FLUIDIZADO	Porosidad	Relación entre lecho "empaquetado" (ϵ_1) y "aflojado" (ϵ_2) $\epsilon_2 = 1 - \frac{L_{T1}}{L_{T2}} (1 - \epsilon_1)$	68
		En un lecho "empaquetado" $\epsilon_1 = \frac{1 - \frac{L_{T1}}{L_{T2}}}{\sqrt[3]{\frac{\Delta P_1}{\Delta P_2} \frac{L_{T1}}{L_{T2}}} - \frac{L_{T1}}{L_{T2}}}$	69
	Velocidad lineal de mínima fluidización	Expresión simplificada $v_{mf} = c \frac{D_p^2 \cdot g_c (\rho_S - \rho_F)}{\mu}$	70
		Expresión práctica $v_{mf} = 0.0092 \frac{D_p^{1.82} (\rho_S - \rho_F)^{0.94}}{\rho_F^{0.06} \cdot \mu^{0.8}}$	71
	Porosidad en función de la velocidad lineal	$\log v_0 = \log J - m \log \frac{1-\epsilon}{\epsilon^3}$	72

Para el coeficiente K' de la ecuación 66 han sido propuestos diversos valores:

Carman (249)	144
Lewis y colab. (251)	154
Leva y colab. (252)	200

bución de tamaños en la mezcla de sólidos o, más exactamente, el grado de amplitud de dicha distribución. La expresión 73 es una medida de "posición", esto es, el diámetro medio; para la amplitud es más oportuno utilizar una medida de "dispersión" alrededor de la media. Como parámetro más adecuado se ha considerado la desviación "standard" o típica definida por :

$$\sigma = \sqrt{\frac{\sum x_i \cdot (d_{pi} - D_p)^2}{N-1}} \quad 74.$$

Los valores de σ pueden calcularse gráficamente, si bien con menor precisión, a partir de los diagramas de probabilidad tamaños-porcentaje acumulados (141).

6.22. CRITERIOS ADOPTADOS.

En el apartado anterior aparecieron diferentes parámetros que conviene definir exactamente desde un punto de vista experimental. En este trabajo los criterios seguidos son los que se indican a continuación :

Velocidad mínima de fluidización (v_{mf})..- Se establecen dos criterios y ambos se obtienen de las gráficas pérdida de carga-velocidad lineal.

A).- (v_{mfA}).

.- Corresponde al punto de intersección de la línea característica de pérdida de carga en lecho fijo, o su prolongación, con la paralela a la abscisa que pasa por el punto correspondiente a la pérdida de carga teórica del lecho plenamente fluidizado.

B).- (v_{mfB}).

.- Idem, excepto que la intersección es con la línea de pérdida de carga real del lecho plenamente fluidizado.

Velocidad de completa fluidización (v_{cf})..- Es más difícil de fijar pues depende, en cierto grado, del operario que obtiene los datos. El procedimiento consiste en anotar a cada velocidad lineal del fluido, el porcentaje de lecho que está en movimiento hasta que se logra fluidizar la totalidad. Al representar gráficamente porcentajes de lecho en movimiento frente a velocidades se obtiene, por extrapolación o interpolación, la variable buscada.

Velocidad reducida (v_r)..- Es la relación entre la velocidad de fluidización y la velocidad mínima de fluidización.

Pérdida de carga teórica del lecho fluidizado (ΔP_{Tf})..- Peso del producto contenido en el lecho por unidad de sección transversal del mismo.

Pérdida de carga real del lecho fluidizado (ΔP_f)..- Es la correspondiente a la velocidad completa de fluidización.

Densidad aparente del lecho de sólido "aflojado" (ρ_{AA}). - Relación entre el peso y el volumen del lecho fijo que se obtiene al fluidizar completamente el sólido y después suprimir totalmente y de manera gradual el flujo de gas.

Densidad aparente del lecho de sólido "empequetado" (ρ_{AE}). - Idem, al vibrar el lecho hasta que no se obtiene posterior reducción del volumen del lecho fijo.

Densidad aparente del lecho plenamente fluidizado (ρ_{AF}). - Idem, cuando se alcanza la velocidad de completa fluidización.

6.3. PARTE EXPERIMENTAL.

6.31. PRODUCTO Y EQUIPO UTILIZADO.

En el producto ensayado hay que distinguir dos grupos principales :

1. Fracciones preparadas artificialmente por tamizado y selección de tamaños. Pueden proceder de calcinaciones diferentes.
2. Fracciones "naturales", estudiadas tal y como las produce el calcinador.

En el primer grupo las fracciones pueden estar constituidas por un solo intervalo de tamaños o bien por mezclas de dos, de tres o de varios de ellos. Como es lógico, en el segundo grupo las fracciones estarán compuestas por diferentes tamaños ya que el calcinador produce una gama de ellos.

Cada intervalo de tamaños del producto se define como el retenido entre dos tamices consecutivos de la serie DIN empleada (ver primera columna de las tablas 19 y 20).

En la tabla 18 se muestra la nomenclatura de las fracciones ensayadas apareciendo en ella la letra mayúscula que servirá para designarlas.

TABLA 18. NOMENCLATURA DE LAS FRACCIONES ESTUDIADAS.

Forma de Preparación.	Número de intervalos de tamaños que las constituyen.			
	1	2	3	Varios
Artificial	A	B	C	D
Natural	-	-	-	E y F

La preparación (tamizado) de dichas fracciones se hizo manualmente por las razones que se indican en el apartado 6.32.

En las tablas 19 y 20 se muestran las composiciones granulométricas de las distintas fracciones. En todas ellas, excepto en las F, se determinaron todas las propiedades fluidodinámicas.

Además de la serie de tamices citada, para los trabajos experimentales se emplearon dos columnas de fluidización y un medidor de ángulos de fractura. Las columnas eran de dos modelos diferentes (fig. 45) :

1. Con placa difusora de taladros cónicos (columna tipo A).
2. Con placa difusora (columna tipo B).

Sin embargo, tenían ciertas características comunes como, por ejemplo, el cuerpo de vidrio transparente, la llegada tangencial del gas a la cámara difusora inmediatamente inferior a la placa, la elevada pérdida de carga de esta y las escalas adosadas al cuerpo de las columnas que permitía la medida de las alturas de sólido en el interior del lecho. La entrada ciclónica y la elevada pérdida de carga facilitó una distribución uniforme del gas tanto en la cámara de difusión como en el lecho propiamente dicho. En la fig. 46 se muestran las gráficas de pérdidas de carga a través de las placas en función de las velocidades lineales del gas referidas a la sección transversal del lecho.

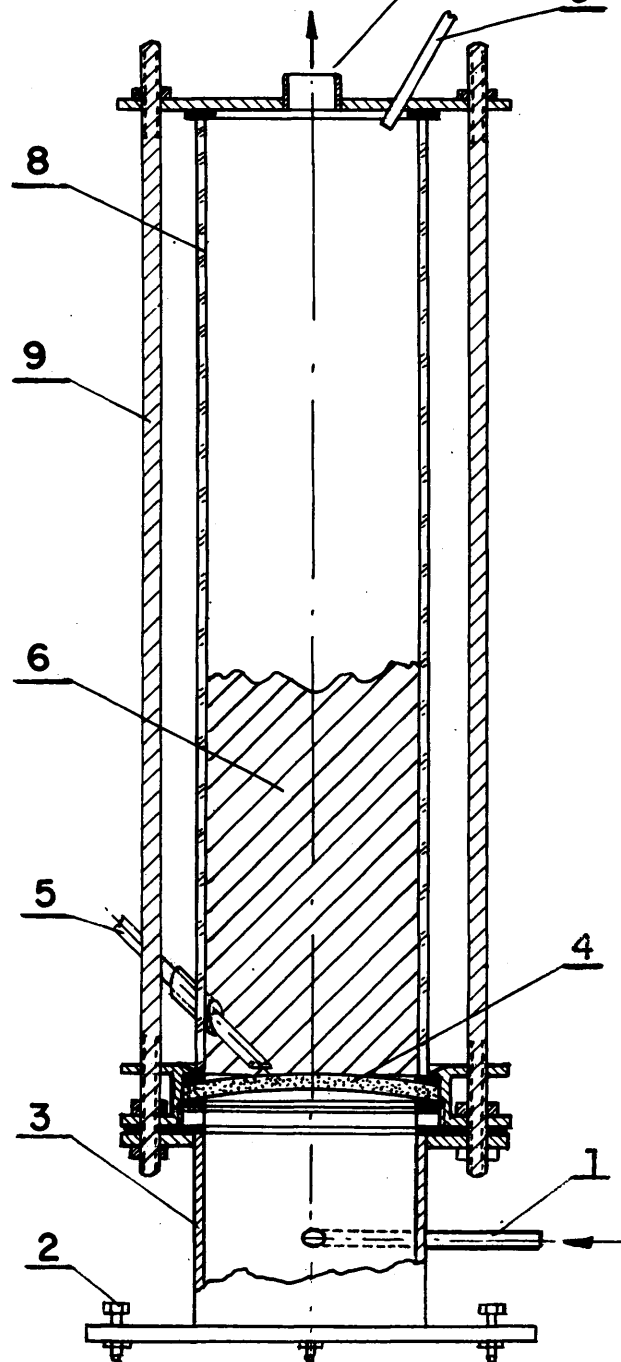
La columna de taladros cónicos tenía 70 mm de diámetro interior. Las principales características de los taladros eran :

Diámetro menor	0,5 mm.
Diámetro mayor	9,5 "
Ángulo del cono	60°
Longitud de la zona cilíndrica ..	7 mm.
Concentración de orificios	91 unidades/cm ² .

La columna de placa porosa tenía 74 mm de diámetro y la placa estaba constituida por vidrio molido sinterizado, identificado por el suministrador como de grado cero.

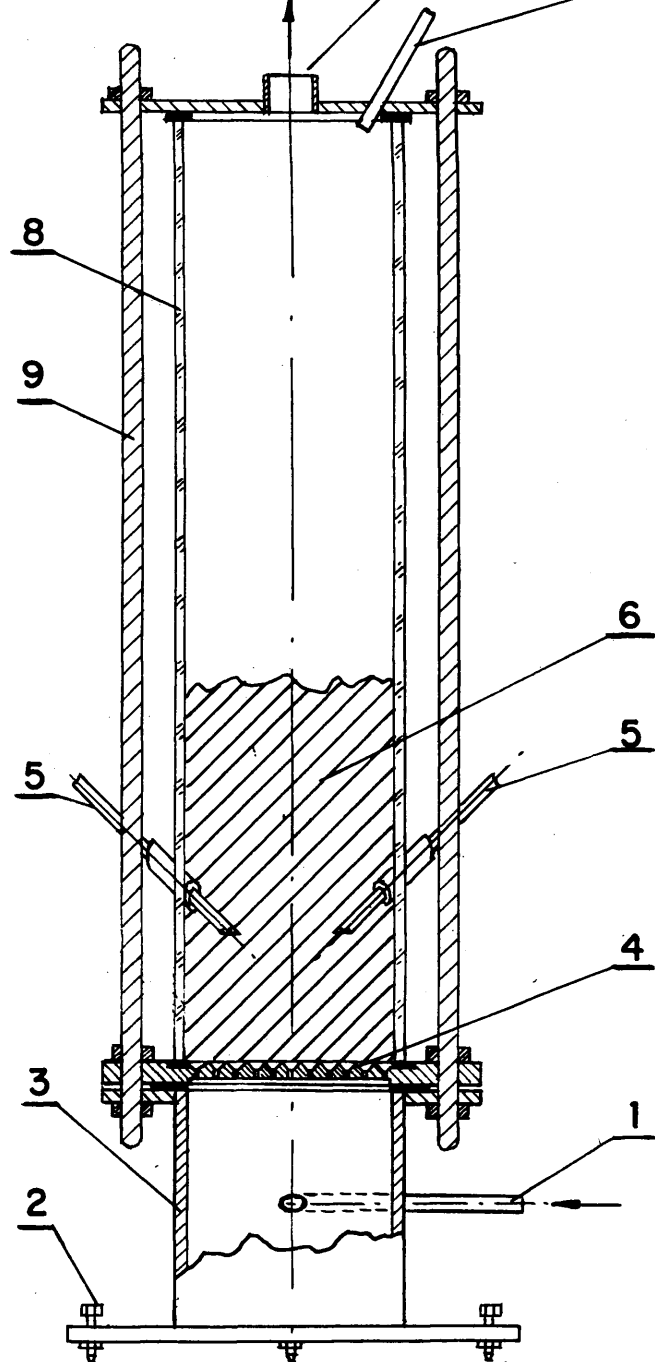
La pérdida de carga en el lecho se midió entre un punto situado encima de la placa (en el interior del lecho de sólido) y otro bastante por encima de la superficie de esta, evitándose así los errores inherentes a las medidas efectuadas por debajo de la placa en cuyo caso era necesario descontar los valores correspondientes deducidos de la fig. 46. Estos errores podían llegar a ser de importancia debido al orden de magnitud de las medidas.

En las medidas de pérdida de carga hubo, igualmente, diferencias entre las columnas tipos A y B, pues mientras que en esta última la toma de presión inferior se encontraba inmediatamente encima de la placa porosa, por lo que se podía suponer que dicha medida de la pérdida de carga era representativa de todo el lecho, en la columna de taladros la toma inferior se realizaba en dos puntos diferentes y opuestos cuyos centros de orificios estaban distanciados de dicha placa 30,5 y 32,5 mm, adoptándose para los cálculos el valor medio de 31,5 mm, debiéndose realizar las correspondientes correcciones para poder referirlo a todo el lecho.



B

COLUMNA DE PLACA POROSA



A

COLUMNA DE PLACA DE TALADROS

- 1.- Llegada del aire de fluidización
- 2.- Tornillos niveladores
- 3.- Cámara de difusión
- 4.- Placa difusora
- 5.- Tomas de presión
- 6.- Lecho de sólidos
- 7.- Salida del aire de fluidización
- 8.- Columna de vidrio
- 9.- Pernos de sujeción

FIG.45.-TIPOS DE COLUMNAS UTILIZADAS EN LOS ESTUDIOS DE FLUIDIZACION.

Pérdida de carga
cm. de agua

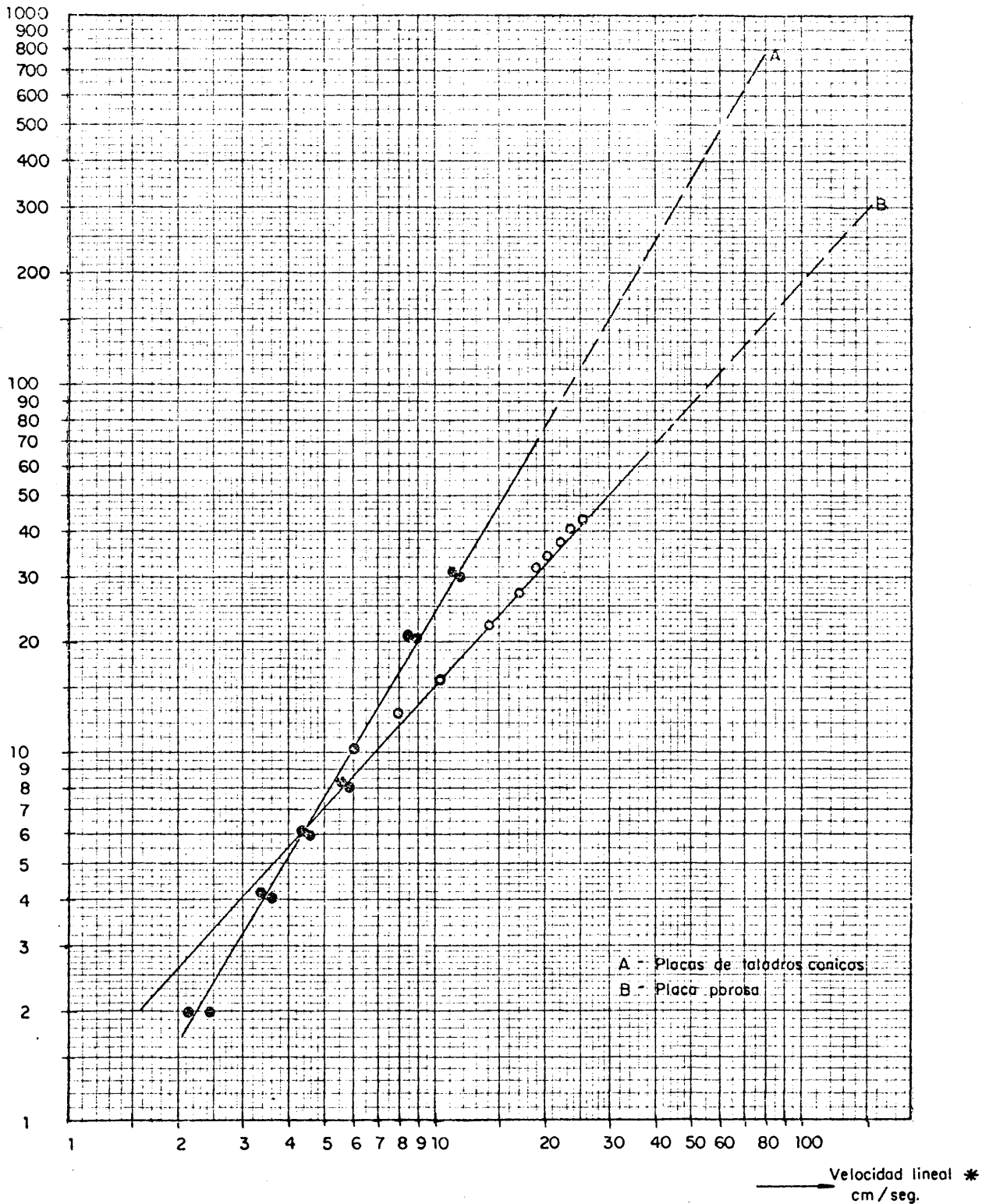


FIG.46- PERDIDAS DE CARGA DE LAS PLACAS DIFUSORAS
EN FUNCION DE LA VELOCIDAD LINEAL.

* - (Medida en las condiciones de la columna y referida
a la sección transversal de esta.)

En las tomas de presión se colocaron alfileres que impedían su obstrucción por el sólido.

En la columna de taladros cónicos (A) se ensayaron las fracciones A-1 a la A-7, y B-1, -2 y -3 y todas las fracciones tipo F. Con las restantes se trabajó en la columna B.

Los caudales de gas se controlaban con orificios medidores previamente calibrados de forma tal que los hacía útiles para cualquier gas a las presiones y temperaturas usuales en este tipo de trabajos.

Los ángulos de fractura se midieron en el aparato indicado en la fig. 47.

6.32. PROCEDIMIENTO OPERATORIO.

La columna de fluidización se cargaba con el sólido objeto de estudio y se comprobaba su verticalidad, pasándose a continuación aire seco hasta obtener una fluidización violenta, manteniéndose esta durante diez minutos con el fin de eliminar los tamaños muy finos cuya presencia perturba las medidas. En efecto, por tamizado no es posible su completa eliminación y si se encuentran presentes en la mezcla cuando se determinan las características de pérdida de carga-velocidad en lecho fijo, experimentan diversas regroupaciones que hacen cambiar la porosidad del lecho varias veces, obteniéndose así resultados erróneos en esa zona de trabajo tan importante para calcular ciertas propiedades como el factor de forma, densidad del sólido, porosidad del lecho, etc.

Transcurrido el tiempo citado el flujo de aire se interrumpía lentamente hasta anularlo totalmente, procediéndose a la determinación de la densidad aparente del lecho "eflojado". A continuación, se comenzaban las medidas variando los flujos de aire y anotando las pérdidas de carga correspondientes, las alturas de sólido en la columna y el estado del lecho hasta que el grado de fluidización era total e incluso próximo a las condiciones de transporte del sólido por arrastre. Ato seguido, se "empaquetaba" o compactaba el lecho golpeando repetidamente la columna con la palma de la mano hasta que no se obtenía reducción posterior de volumen, realizándose las mismas medidas que en el caso anterior.

El producto contenido en el lecho se pesaba antes y después del ensayo obteniéndose un valor medio que es el que se empleaba en los cálculos. Una vez terminadas estas operaciones se medía el ángulo de fractura en el aparato de la fig. 47, agregándose producto con un embudo de laboratorio a muy poca distancia de la superficie de salida, desplazándolo según esta se formaba. Con este procedimiento se evitaba que el producto se empaquetase, obteniéndose medidas reproducibles. Una vez llena la caja se abría la caja puerta lateral, caía el sólido y se medía el ángulo. La operación se efectuaba tres veces y se calculaba el valor medio.

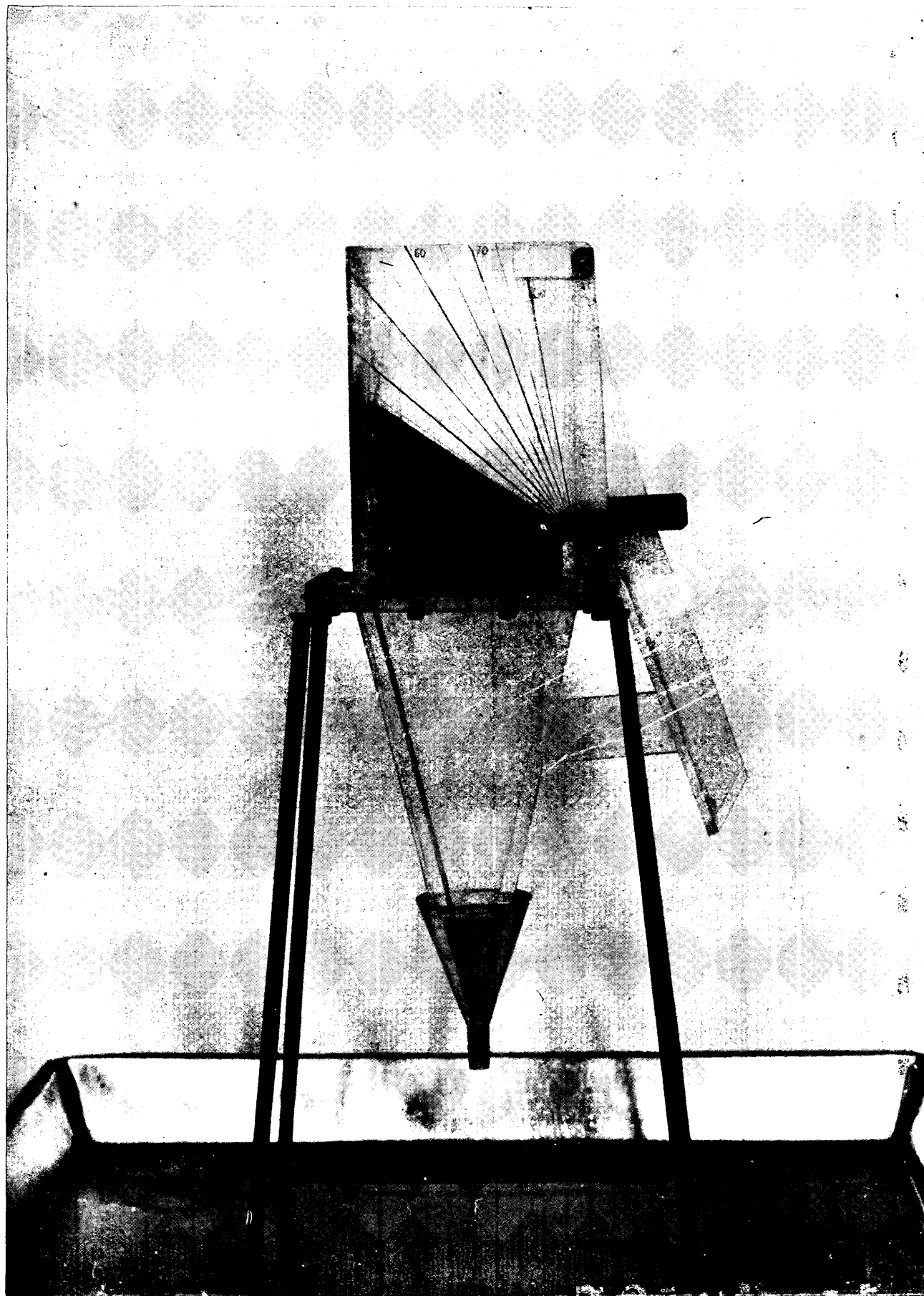


FIG. 47.-MEDIDOR DE ANGULOS DE FRACTURA DE SOLIDOS GRANULARES.

El tamaño del sólido y su distribución se establecía con un análisis de tamizado realizado manualmente en una serie de tamices de acero inoxidable cuya luz de malla era la que se indicó en las tablas 19 y 20. En un principio los tamizados se hacían calando los tamices en un aparato estándar que vibraba en unas condiciones normalizadas, pero esto era una fuente de errores ya que para tamaños medios de partícula, deducidos según la ecuación 73, inferiores a 200 micras, se obtenían valores superiores a los reales.

6.33. EJEMPLO DE CALCULO NUMERICO.

Se ha tomado como modelo la fracción E-7 cuya composición granulométrica se indicó en la tabla 20. En las tablas 21 y 22 se muestran los datos y cálculos esenciales fluidodinámicos para el lecho "aflojado" y "empaquetado", respectivamente, habiéndose representado en la fig. 48 las características de pérdida de carga-velocidad lineal obtenidas de dichas tablas.

Para la interpretación de los cálculos deben tenerse en cuenta ciertas circunstancias :

1. La velocidad lineal se ha referido a las condiciones existentes en el centro del relleno.
2. El cálculo de la pérdida de carga en el lecho (ΔP_T) en el caso de la columna de placa perforada no es directo pues la toma de presión inferior está situada a 31,5 mm de la placa (ver fig. 45, A).
3. La pérdida de carga que experimenta el gas en su recorrido desde la parte superior del lecho al exterior es nula por lo que la presión en dicha zona se puede suponer igual a la atmosférica (P_A).

Con estas ideas se puede deducir para el caso de la columna tipo A :

$$\Delta P_T = \Delta P_e \cdot \frac{L_T}{L_T - 3'1} \quad 75.$$

En el caso de la columna de placa porosa la lectura de pérdida de carga es directamente aplicable a los cálculos. La presión en la columna, (P_L) en el centro del relleno será, en ambos casos :

$$P_L = P_A + \frac{\Delta P_T}{2 \cdot 1'36} \quad 76.$$

y las velocidades lineales se deducirán de :

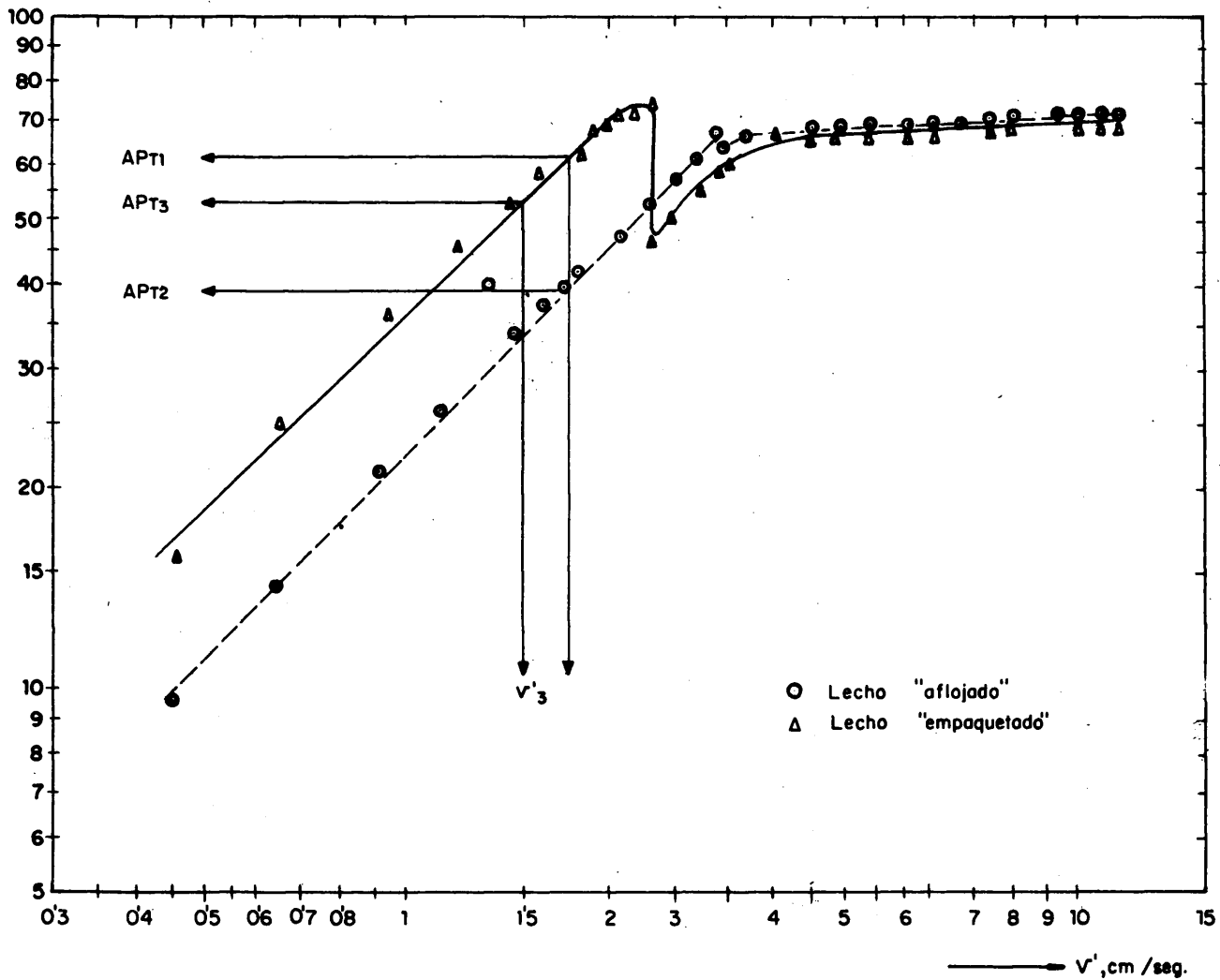
$$q_c = q_0 \frac{P_0}{P_L} \quad 77.$$

Orificio No	ΔH cm. agua.	$q_0 \sqrt{\frac{P_0 M}{T_0}}$ (gráfico)	P_0 mm. Hg.	P_0 mm. Hg.	q_0 $\frac{cm^3}{seg.}$	L_T cm.	L_e cm.	ΔP_e cm agua.	ΔP_T cm agua.	P_l mm Hg.	q_c $\frac{cm^3}{seg.}$	v' $\frac{cm}{seg.}$	Observaciones
26	0	0	0	708	0,0	20,5	17,4	0,0	0,0	708	0,0	0,00	
26	2	145	18	726	17,1	20,5	17,4	8,1	9,6	711	17,5	0,45	
26	4	205	23	731	24,1	20,5	17,4	12,1	14,2	713	24,8	0,64	
26	8	290	28	736	34,0	20,5	17,4	17,9	21,1	715	35,0	0,91	
26	12	360	36	744	42,0	20,5	17,4	22,0	25,9	717	43,6	1,13	
26	16	420	40	748	49,8	20,5	17,4	25,3	39,8	722	51,5	1,33	
26	20	465	45	753	53,9	20,5	17,4	28,4	33,5	720	56,4	1,46	
26	24	510	49	757	59,0	20,5	17,4	31,2	37,2	721	62,0	1,61	
26	28	550	51	759	63,4	20,5	17,4	33,7	39,7	722	66,6	1,73	
26	30	570	54	762	65,6	20,5	17,4	35,0	41,3	723	69,2	1,80	
26	40	660	58	766	75,8	20,5	17,4	40,2	47,4	725	80,0	2,08	
26	50	735	63	771	84,0	20,5	17,4	44,9	52,9	727	89,2	2,32	
26	60	800	65	773	91,5	20,5	17,4	48,9	57,6	729	97,0	2,52	
26	70	870	69	777	99,0	20,5	17,4	52,9	62,4	731	105,5	2,74	
26	80	930	67	775	106,3	20,5	17,4	56,4	66,5	732	112,5	2,92	
28	4	940	87	795	106,0	20,5	17,4	54,7	64,5	731	115,0	2,99	
28	6	1130	66	774	129,1	20,6	17,5	57,0	66,8	732	122,0	3,17	Aparecen burbujas
28	8	1280	70	778	145,8	20,7	17,6	57,0	67,1	732	154,8	4,02	Fluidizado el 5%
28	10	1400	74	782	159,0	20,8	17,7	58,0	68,2	733	170,0	4,11	Idem el 10%
28	12	1550	76	784	176,0	20,9	17,8	58,5	68,8	733	188,0	4,88	" 30%
28	16	1780	77	785	202,0	21,5	18,4	59,0	69,0	733	216,0	5,60	" 50%
28	20	1950	80	788	220,0	21,9	18,8	59,0	68,8	733	237,0	6,15	" 60%
28	24	2120	84	792	239,5	22,2	19,1	59,0	68,5	733	259,0	6,72	" 70%
28	30	2350	75	783	267,0	22,5	19,4	60,0	69,5	733	285,0	7,40	" 80%
28	40	2500	80	788	283,0	23,0	19,9	61,0	70,5	734	304,0	7,90	" 90%
28	50	2900	60	768	342,0	23,5	20,4	62,5	72,0	734	358,0	9,30	" 100%
28	60	3230	63	771	369,0	24,0	20,9	62,5	71,8	734	388,0	10,10	" "
28	70	3450	64	772	394,0	24,5	21,4	63,0	72,2	734	415,0	10,80	" "
28	80	3700	65	773	423,0	24,7	21,6	63,5	72,5	734	445,0	11,56	" "

TABLA 22. FLUIDODINAMICA DE LA FRACCION E-7. LECHE "EMPAQUETADO".

Orificio	ΔH cm	$\sqrt{\frac{P_0}{\rho_0}}$ (gr/leco)	P_0 mm Hg.	P mm Hg.	q_0 $\frac{cm^3}{seg.}$	L_t cm.	L_a cm.	ΔP_a cm agua.	ΔP_t cm agua.	P mm Hg.	q_c $\frac{cm^3}{seg.}$	v $\frac{cm}{seg.}$	Observaciones.
26	0	0	0	708	0,0	18,6	15,5	0,0	0,0	708	0,0	0,00	
26	2	145	49	757	16,8	18,6	15,5	13,3	15,9	714	17,8	0,46	
26	4	205	77	785	23,3	18,6	15,5	20,5	24,6	717	25,5	0,66	
26	8	290	114	822	32,2	18,6	15,5	30,0	36,0	721	36,7	0,95	
26	12	360	150	858	39,1	18,6	15,5	38,0	45,6	725	46,2	1,20	
26	16	420	173	881	45,0	18,6	15,5	44,0	52,8	727	54,5	1,42	
26	20	465	201	909	49,0	18,6	15,5	49,2	59,0	729	61,0	1,57	
26	24	510	218	926	55,3	18,6	15,5	53,0	63,6	731	70,0	1,82	
26	28	550	237	945	56,8	18,7	15,6	56,8	68,0	733	73,3	1,90	
26	30	570	245	953	58,7	18,8	15,7	58,0	69,5	733	76,5	1,99	Formacion de grúelas en el lecho
26	32	590	254	962	60,5	18,8	15,7	59,6	71,4	734	79,4	2,06	Idem
26	36	620	268	976	63,1	18,8	15,7	60,8	72,8	735	83,7	2,17	Idem
26	40	660	267	975	67,1	18,9	15,8	62,2	74,5	735	89,0	2,31	Aparecen pequeños cráteres.
26	50	735	39	747	85,5	20,6	17,5	39,3	46,2	725	88,0	2,29	Se estratifica el lecho.
26	60	800	43	751	92,7	20,6	17,5	43,4	51,0	727	95,6	2,48	
26	70	870	46	754	102,0	20,6	17,5	47,0	55,4	728	105,5	2,74	
26	80	930	49	757	107,5	20,6	17,5	50,3	59,2	730	112,5	2,92	
28	4	940	74	782	107,0	20,5	17,4	50,9	60,0	730	115,0	2,99	
28	6	1130	56	764	130,0	20,6	17,5	56,0	66,0	732	136,0	3,54	
28	8	1280	60	768	147,0	20,7	17,6	56,0	66,0	732	154,0	4,00	Fuilitizado al 10%
28	10	1400	61	769	160,0	20,9	17,8	56,5	66,5	732	168,0	4,35	" 30%
28	12	1550	64	772	177,0	21,1	18,0	56,5	66,6	732	187,0	4,85	" 50%
28	16	1780	67	775	204,0	21,4	18,3	57,0	66,5	732	216,0	5,60	" 75%
28	20	1950	67	775	223,0	21,7	18,6	57,5	67,0	732	236,0	6,15	" 80%
28	30	2350	63	771	269,0	22,5	19,4	58,0	67,2	732	283,0	7,35	" 90-100%
28	40	2500	67	775	286,0	23,0	19,9	59,5	68,8	733	302,0	7,85	" 90-100%
28	50	3230	64	772	370,0	23,4	20,3	60,0	69,0	733	390,0	10,10	" 100%
28	60	3450	66	774	394,0	23,7	20,6	60,5	69,5	733	416,0	10,90	"

APT - cm. de agua



$$v' = \frac{q_c}{S'}$$

78.

En todos los casos se ha supuesto que la temperatura del aire es de 20°C y se han tomado para la densidad y la viscosidad del aire los siguientes valores :

$$\rho_F = 1,08 \text{ Kg/m}^3.$$

$$\mu = 1,81 \cdot 10^{-5} \text{ Kg. masa/m. seg.}$$

Los datos utilizados para los cálculos con esta fracción son :

W	3,006 Kg	ΔP_{T1}	618 Kg/m ² .
L _{T1}	0,186 m.	ΔP_{T2}	394 "
L _{T2}	0,205 m.	Columna (Fig. 45). A.	
P _A	708 mm.		

En los cálculos se hace uso de ecuaciones cuya validez queda restringida a la zona de régimen laminar. Aplicando la ecuación 64 para $Re = 10$ se obtiene que para este producto dicho régimen se alcanza para velocidades lineales de 1,68 m/seg. pudiéndose, por tanto, considerar que las condiciones de flujo serán laminares para todo el intervalo de operación (tablas 21 y 22)

Las características más señaladas del sólido se calculan por el orden y con las ecuaciones que se indican en la tabla 23.

TABLA 23. FRACCION E-7. PRINCIPALES CARACTERISTICAS DEL SOLIDO Y DEL LECHO.

Variable.	Ecuación	Valor numérico.	Observaciones
Tamaño medio de partícula	73	$D_p = 1,0 \cdot 10^{-4} \text{ m}$	
Desviación típica del producto	74	$\sigma = 0,026 \cdot 10^{-4} \text{ m}$	
Porosidad del lecho "aflojado"	69	$\epsilon_2 = 0,477$	
Porosidad del lecho "empaquetado"	68	$\epsilon_1 = 0,424$	
Densidad del sólido	67	$\rho_s = 7,28 \text{ Kg/m}^3$	Calculada en lecho "aflojado".
Factor de forma del sólido	66	$\phi = 0,926$	Idem. $k^* = 200$, $v_0 = 0,015 \text{ m/seg.}$ $\Delta P_T = 530 \text{ Kg/m}^2$

Las características de expansión del lecho fluidizado se deducen aplicando las ecuaciones 67 y 72 a los datos de la tabla 21, esto es, para lechos "aflojados", pues es la forma más normal en la práctica. Los parámetros

tres de la ecuación 72 ($\log J$ y m) se calculan por el procedimiento de los mínimos cuadrados, obteniéndose los siguientes resultados :

Coeficiente de regresión $m = 1,40$
 Grado de correlación experimental (246) $r = 0,992$.
 Idem, tabulado para 10 grados de libertad (247) $r_t = 0,976$
 Desviación típica del coeficiente de regresión (248). $S_{\log J} = 0,063$.
 Ordenada en el origen $\log J = 1,55$.

Los límites de confianza de la constante de la ecuación 72 para un nivel de significación de 0,025, equivalente a una probabilidad del 95% y 10 grados de libertad son :

$$1,40 \pm 0,14$$

En la fig. 49 se representan los valores de v' frente a los de $(1-\epsilon)/\epsilon^3$ con la línea de correlación ajustada por mínimos cuadrados.

Los restantes parámetros que aún quedan por calcular se determinan en la forma siguiente (ver apartado 6.22 sobre "criterios adoptados").

Velocidad de completa fluidización.- Con los datos obtenidos de la tabla 21, en la fig. 50 se han representado las velocidades lineales frente a los porcentajes de lecho fluidizado partiendo de un lecho inicialmente "aflojado". El punto de intersección de la línea experimental con la ordenada 100% determina :

$$v_{cf} = 0,086 \text{ m/seg.}$$

Velocidades mínimas de fluidización.- Con el fin de simplificar se referirán únicamente a cuando se trabaja con un lecho inicialmente "aflojado".

De la fig. 48 se deduce :

$$v_{mFA} = 0,0345 \text{ m/seg.}$$

$$v_{mFB} = 0,0315 \text{ m/seg.}$$

Velocidades reducidas :

$$v_{RA} = 2,49$$

$$v_{RB} = 2,71$$

Pérdidas de carga del lecho totalmente fluidizado :

$$\text{Teórica} \quad \Delta P_T = 78,1 \text{ cm c.a.}$$

$$\text{Experimental (Fig. 48)} \quad \Delta P_T = 71,5 \text{ cm c.a.}$$

La relación entre ambas es de 0,915.

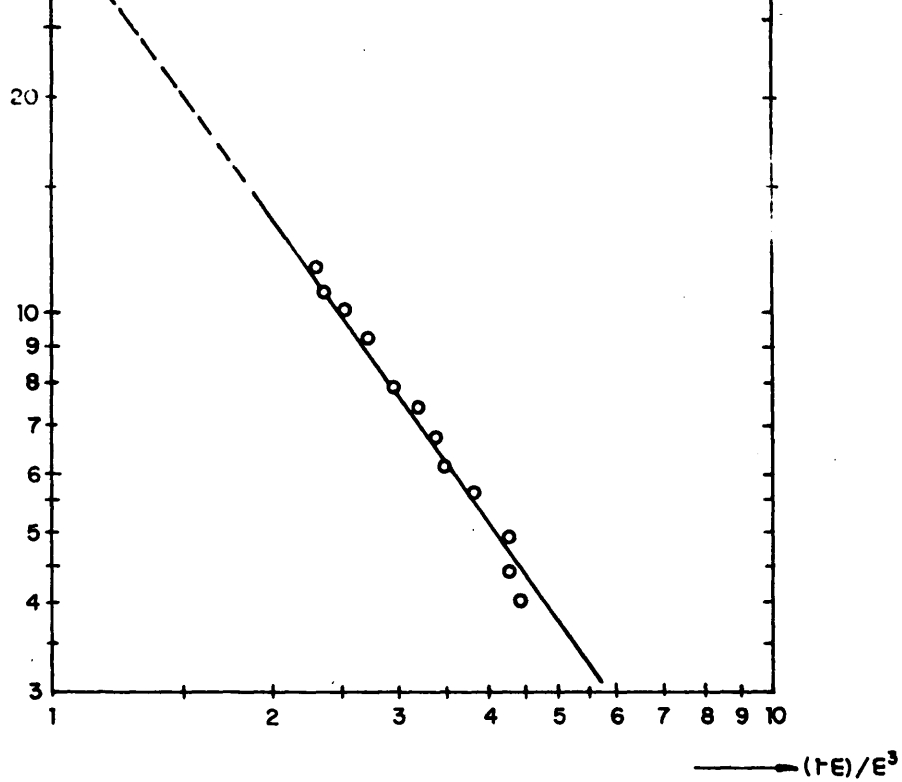


FIG.49.—FRACCION E-7. FACTOR DE POROSIDAD EN FUNCION DE LA VELOCIDAD LINEAL (Lecho inicialmente aflojado)

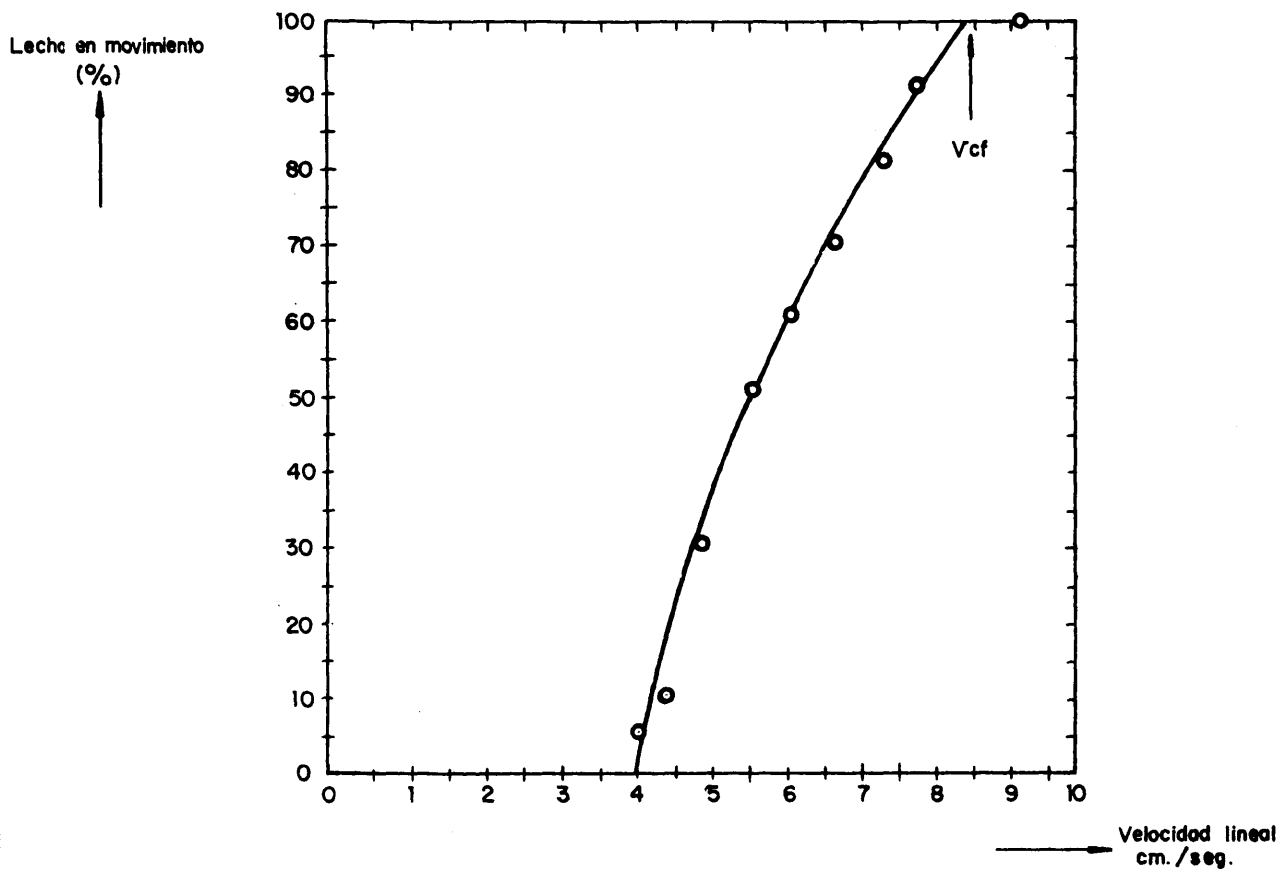


FIG.50.—FRACCION E-7. DETERMINACION DE LA VELOCIDAD DE COMPLETA FLUIDIZACION (Lecho inicialmente aflojado)

Densidades aparentes del lecho.- Se calculan a partir del peso del sólido, de la sección de la columna y de las alturas que ocupan los sólidos en las distintas circunstancias, deducibles de las tablas 21 y 22.

Densidad aparente "empaquetado"	:	$\rho_{AE} = 4,27 \text{ gr/cm}^3$
" " "aflojado"	:	$\rho_{AA} = 3,88 \text{ "}$
" " completamente fluizado	:	$\rho_{AF} = 3,37 \text{ "}$

La altura del lecho en el último caso se determina por interpolación en la tabla 21 para $v_{ef} = 0,086 \text{ m/seg.}$

Como cálculo final fluidodinámico se realiza la determinación del factor c de la ecuación 70, con el fin de compararlo con los valores de la bibliografía. Este cálculo se limita al caso del lecho "aflojado" y a v_{mfA} ; el valor obtenido en el caso presente es de $8,76 \cdot 10^{-4}$ que concuerda con los diferentes autores (140) que lo relacionan con el correspondiente número de Reynolds ($Re = 0,206$).

6.4. RESULTADOS.

En las tablas 24 y 25 se exponen los datos experimentales para los productos preparados artificialmente (fracciones A, B, C y D) y los ensayados tal como se obtuvieron (E y F), habiéndose realizado con todas ellas, excepto con la F, los mismos cálculos que con la fracción E-7 descrita en el apartado anterior.

A continuación se resumen los principales resultados obtenidos.

6.41. TIPO DE FLUJO.

Calculando las velocidades críticas (v'_c) para cada una de las fracciones ensayadas, se observa que en todos los casos el régimen fué laminar para todo el intervalo de operación, pudiéndose aplicar, sin restricciones, las ecuaciones 65, 66 y 69 para deducir las propiedades de los sólidos, excepto para las fracciones A-1, A-2 y A-3. En las dos primeras, las velocidades mínimas de fluidización (v_{mfA} y v_{mfB}) son superiores a v'_c y en la última únicamente v_{mfB} es inferior a la velocidad lineal crítica, debiéndose tener en cuenta en los cálculos de estas fracciones escoger condiciones en las que $Re \leq 10$.

Estas observaciones quedan confirmadas con el estudio de los diagramas velocidad-pérdida de carga para las fracciones A-1 y A-2 (fig. 51).

Para lechos aflojados en la citada figura se observa que hay un punto de inflexión en la línea $\Delta P-v$ en lecho fijo. En efecto, según la ecuación 63 la representación $\Delta P-v$ para un mismo material debe tener una pendiente n cuyo valor es 1 para $Re < 10$ y 2 para $Re > 100$, adoptando valores intermedios

TABLA 24. FRACCIONES "ARTIFICIALES" (A, B, C y D). PRINCIPALES RESULTADOS EXPERIMENTALES.

FRACCION	A-1	A-2	A-3	A-4	A-5	A-6	A-7	A-8	A-9	A-10	A-11	B-1	B-2	B-3	B-4	B-5	B-6	C-1	D-1	D-2	D-3
Diámetro medio de partícula, mm.	0,775	0,548	0,435	0,338	0,274	0,224	0,179	0,135	0,098	0,0715	0,049	0,123	0,119	0,111	0,211	0,211	0,204	0,182	0,205	0,141	0,141
Desviación típica, mm.	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0,214	0,111	0,036	0,254	0,254	0,229	0,214	0,170	0,190	0,210
Angulo de fractura.	338	--	338	328	308	318	328	298	29,58	308	308	348	34,68	35,88	29,68	29,68	308	308	30,38	30,38	308

PRODUCTO AFLOJADO

Densidad aparente lecho fijo, gr/cm ³	3,82	3,84	3,91	3,93	3,99	3,92	3,90	3,99	3,86	3,74	3,49	4,08	4,05	3,82	3,98	4,06	3,92	4,15	4,00	4,03	4,03
Densidad aparente lecho fluidizado, gr/cm ³	3,22	3,41	3,58	3,64	3,64	3,44	3,52	3,79	3,07	3,20	3,20	3,13	3,63	3,44	2,18	2,33	2,21	2,41	2,59	2,79	2,79
V _{mfA} , cm/seg	73,0	49,0	41,5	27,9	18,0	12,9	8,1	5,1	3,4	1,9	0,83	4,38	4,2	4,4	7,2	7,3	6,7	5,5	8,4	4,2	4,2
V _{mfB} , cm/seg	63,5	45,0	37,5	24,0	16,4	11,8	7,2	5,0	3,3	1,8	0,77	3,85	3,8	4,0	7,0	7,1	6,5	5,2	8,1	4,0	3,9
V _{cf} , cm/seg.	90,0	62,0	44,0	33,0	24,0	22,5	12,4	7,1	4,9	3,5	1,44	23,0	8,6	8,8	46,0	48,0	44,0	40,0	32,0	25,5	26,1
V _{RA}	1,23	1,27	1,06	1,18	1,33	1,74	1,53	1,39	1,42	1,75	1,73	5,29	2,02	2,00	6,4	6,6	6,6	7,3	3,8	6,0	6,3
V _{RB}	1,42	1,38	1,17	1,38	1,41	1,91	1,72	1,42	1,49	1,95	1,87	5,98	2,26	2,20	6,5	6,7	6,8	7,6	3,9	6,4	6,7
Pérdida de carga teórica, cm de agua.	54,8	79,8	80,3	83,8	82,6	82,5	77,0	80,9	80,0	73,5	64,2	80,7	82,0	84,0	69,7	69,7	69,8	69,7	72,1	69,8	71,5
Pérdida de carga real, cm de agua.	46,2	71,5	73,2	73,6	75,5	74,6	69,0	79,0	75,5	68,0	59,0	72,0	74,0	76,3	68,0	68,0	68,0	66,0	69,0	66,0	68,0
Relación de pérdidas de carga, %.	83,4	89,6	91,4	87,9	91,5	90,5	89,5	97,7	94,5	92,5	91,9	89,2	90,3	90,5	96,0	97,5	97,5	94,5	95,9	94,5	94,5

PRODUCTO EMPAQUETADO

Densidad aparente lecho fijo, gr/cm ³	4,30	4,18	4,29	4,30	4,30	4,39	4,29	4,34	4,23	4,08	3,92	4,51	4,52	4,22	4,39	4,42	4,39	4,62	4,37	4,59	4,51
Densidad aparente lecho fluidizado, gr/cm ³	3,32	3,61	3,38	3,62	3,40	3,30	--	3,77	3,07	3,20	3,20	--	3,63	--	2,18	2,33	2,21	2,41	2,59	2,79	2,66
V _{mfA} , cm/seg.	51,0	40,0	27,0	17,2	12,6	8,5	4,9	3,4	2,2	1,2	0,48	2,28	2,20	--	4,2	4,2	3,8	2,5	4,4	1,4	1,8
V _{mfB} , cm/seg.	44,0	35,5	25,0	14,7	11,5	7,7	4,4	3,3	2,0	1,1	0,44	2,00	1,98	--	4,1	4,1	3,7	2,4	4,2	1,3	1,7
V _{cf} , cm/seg.	90,0	62,0	55,0	33,0	31,0	25,5	13,0	7,10	4,90	3,50	1,44	19,0	9,60	--	46,0	48,0	44,0	40,0	32,0	25,5	26,1
V _{RA}	1,76	1,58	2,04	1,92	2,46	3,00	2,65	2,04	2,18	2,92	3,00	8,40	3,91	--	10,9	11,4	11,4	16,1	7,3	18,2	14,1
V _{RB}	2,05	1,75	2,20	2,24	2,70	3,32	2,95	2,16	2,45	2,68	3,28	9,50	4,41	--	11,2	11,7	11,7	16,9	7,6	19,4	15,1
Pérdida de carga teórica, cm de agua.	54,8	79,8	80,3	83,8	82,6	82,5	77,0	80,9	79,9	73,5	64,2	80,7	82,0	--	69,7	69,7	69,8	69,7	72,1	69,8	71,5
Pérdida de carga real, cm de agua.	46,2	71,5	73,0	74,6	74,5	75,0	69,0	79,0	73,5	68,0	59,0	72,0	73,5	--	68,0	68,0	68,0	66,0	69,0	66,0	68,0
Relación de pérdidas de carga, %.	83,4	89,6	90,9	89,1	90,2	90,9	89,5	97,7	92,0	92,5	91,9	89,2	89,6	--	96,0	97,5	97,5	94,5	95,9	94,5	94,5

TABLA 25. FRACCIONES "NATURALES" (E Y F). PRINCIPALES RESULTADOS EXPERIMENTALES.

FRACCIÓN		E-1	E-2	E-3	E-4	E-5	E-6	E-7	F-1	F-2	F-3	F-4	F-5	F-6	F-7	F-8	F-9	F-10	F-11	F-12	F-13	F-14
Diámetro medio de partícula, mm.		0,173	0,157	0,182	0,170	0,143	0,139	0,100	0,216	0,234	0,259	0,259	0,228	0,285	0,208	0,221	0,228	0,273	0,241	0,380	0,287	0,313
Desviación típica, mm.		0,114	0,097	0,107	0,094	0,078	0,075	0,026	0,127	0,110	0,130	0,131	0,048	0,116	0,053	0,041	0,039	0,053	0,036	0,090	0,051	0,049
Ángulo de fractura.		30,5º	30º	31º	30º	30º	30º	36,3º	30º	30º	30º	30º	32,5º	--	32,5º	30º	30º	--	30º	--	--	--

Densidad aparente lecho fijo, gr/cm ³	4,11	4,01	3,96	4,04	4,14	4,13	3,88	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--
Densidad aparente lecho fluidizado, gr/cm ³	--	3,12	2,88	3,14	3,43	3,4	3,37	4,32	4,25	3,46	3,66	3,80	3,71	3,73	3,85	3,76	3,82	3,21
v _{mFA} , cm/seg.	6,60	5,50	10,1	7,2	4,0	4,8	3,4	10,8	12,5	14,7	16,3	12,9	22,0	10,1	10,8	13,6	17,5	36,0
v _{mFB} , cm/seg.	5,90	5,20	9,8	6,6	4,6	4,6	3,3	9,7	10,5	14,3	16,0	11,6	18,2	9,2	9,2	11,4	16,5	32,0
v _{cF} , cm/seg.	17,7	16,6	18,0	19,5	11,3	11,5	8,6	21,0	19,5	35,0	32,0	19,6	35,0	17,4	16,8	18,4	22,3	51,5
v _{RA}	2,7	3,1	1,8	2,7	2,4	2,4	2,5	1,9	1,6	2,4	2,0	1,5	1,6	1,7	1,6	1,3	1,3	1,4
v _{RB}	3,0	3,2	1,8	3,0	2,5	2,5	2,6	2,2	1,9	2,5	2,0	1,7	1,9	1,9	1,8	1,6	1,4	1,6
Pérdida de carga teórica, cm de agua.	73,6	71,6	72,0	79,1	80,8	78,1	78,1	06,6	67,7	63,0	53,0	55,0	31,5	66,0	57,4	48,0	59,3	70,0
Pérdida de carga real, cm de agua.	60,0	67,8	70,0	74,0	5,2	79,0	71,5	77,0	57,5	61,7	51,5	49,5	26,2	59,8	48,9	40,0	56,0	64,0
Relación de pérdidas de carga, %.	89,5	94,5	97,4	93,5	25,0	94,6	91,5	88,9	85,0	96,0	97,0	90,0	80,0	90,5	85,2	83,4	94,5	88,5

[illegible]

AP_T cm
de agua

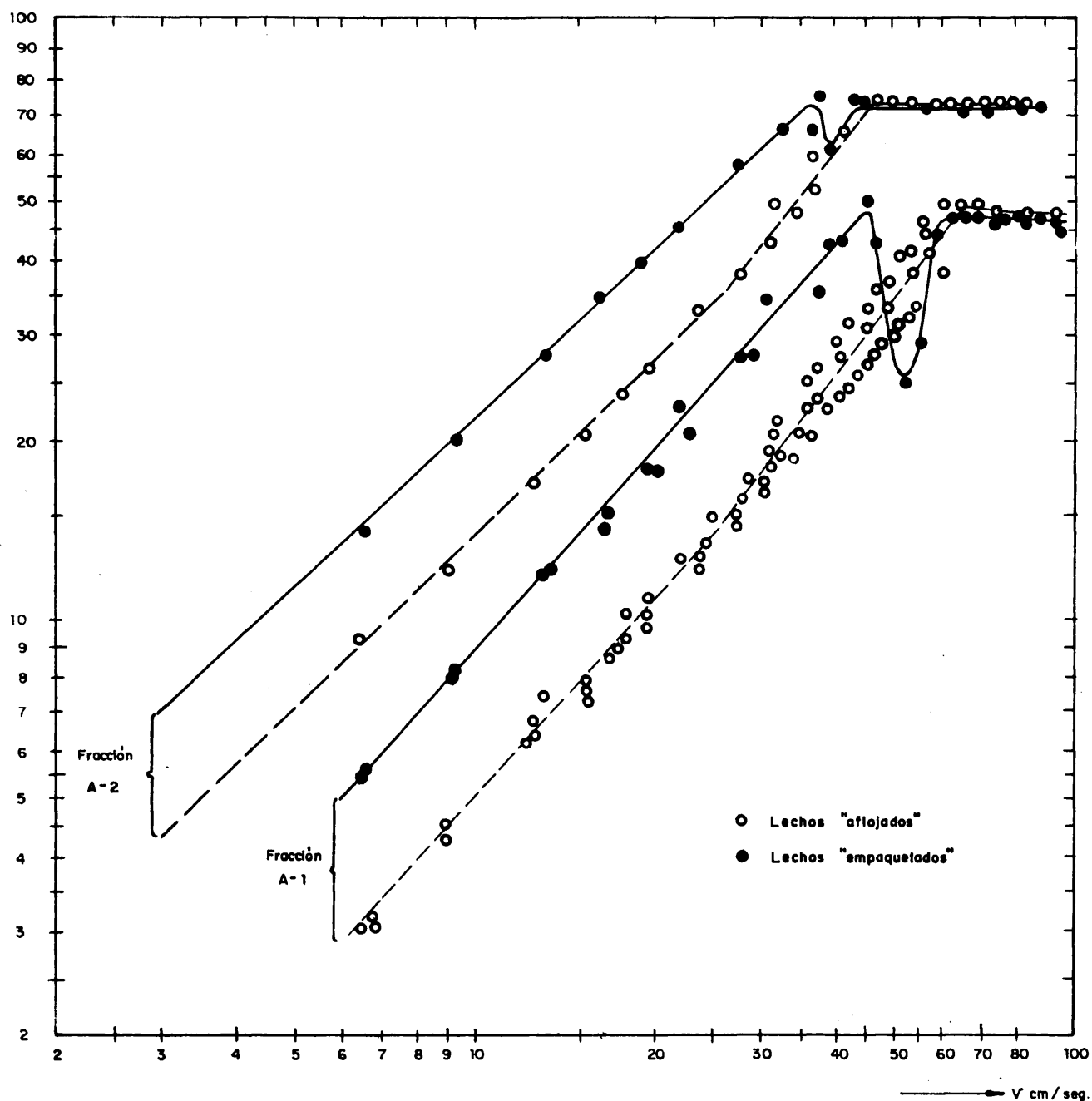


FIG. 51 - FRACCIONES A-1 Y A-2, PERDIDAS DE CARGA EN FUNCION DE LAS VELOCIDADES LINEALES

para números de Reynolds entre 10 y 100. Si por una parte se ajustan por mínimos cuadrados los puntos experimentales cuyas velocidades quedan por debajo de las críticas (tabla 26) y por otra aquellos de velocidades superiores, se obtiene en el citado diagrama que para cada una de las fracciones en estado "aflojado" hay dos líneas de pendientes claramente distintas (tabla 26) cuyos puntos de intersección coinciden sensiblemente con los valores de las velocidades críticas.

TABLA 26. PENDIENTES DE LAS LINEAS $\Delta P-v$ Y VELOCIDADES LINEALES CRITICAS PARA LAS FRACCIONES A-1 Y A-2.

Fracción	Pendientes de la línea $\Delta P-v$		Velocidades lineales, cm/seg.	
	Para $Re < 10$	Para $Re > 10$	Punto de inflexión.	Críticas calculadas.
A-1	1,107	1,285	23,3	21,6
A-2	0,981	1,289	26,5	30,6

Sin embargo, los lechos "empaquetados" no presentan puntos de inflexión aún para velocidades lineales superiores a las críticas y, por tanto, para $Re > 10$ ya que para las fracciones A-1 y A-2, se obtienen, para todo el intervalo de trabajo, líneas sensiblemente rectas (fig. 51) con pendientes prácticamente igual a la unidad. De acuerdo con esto, el concepto de $Re < 10$ definido por la ecuación 64 para establecer el régimen laminar, no proporciona suficiente criterio por lo que sería conveniente utilizar un número de Reynolds en el que figurase un parámetro que introdujera el grado de porosidad o empaquetamiento, tal como ocurre en la correlación de Ergun (254).

El cálculo de las pendientes $\Delta P-v$ en lecho fijo "aflojado" y empaquetado para todas las fracciones ensayadas (excepto para A-1 y A-2 "aflojadas" y a velocidades superiores a 21,6 y 30,6 cm/seg, respectivamente), arrojó el siguiente resultado :

Valor medio de la pendiente $M = 1,01$.
Error típico $ET = \pm 0,04$.

6.42. POROSIDAD DEL LECHO,

Los datos utilizados en el cálculo y los resultados obtenidos se muestran en la tabla 27. Las correlaciones de estos se han limitado a los números deducidos con lechos "aflojados" por ser la forma más reproducible y normal del lecho fijo.

TABLA 27. POROSIDADES DE LOS LECHOS FIJOS DE LAS FRACCIONES A, B, C, D Y E.

Frac- ción.	Alturas del lecho (m)		Pérdidas de carga utilizadas. (Kg/m ²)		Porosidades del lecho.		Desviación típica de la granulome- tría. σ
	Aflojado LT2	Empaque- tado LT1	Aflojado ΔP_{T2}	Empaque- tado. ΔP_{T1}	Aflojado ϵ_2	Empaque- tado ϵ_1	
A-1	0,143	0,127	107	192	0,468	0,401	0
A-2	0,208	0,191	275	420	0,454	0,405	0
A-3	0,205	0,187	280	444	0,455	0,403	0
A-4	0,213	0,194	320	515	0,444	0,389	0
A-5	0,207	0,192	367	521	0,476	0,435	0
A-6	0,211	0,193	380	580	0,467	0,418	0
A-7	0,198	0,180	388	630	0,454	0,400	0
A-8	0,203	0,187	495	707	0,492	0,449	0
A-9	0,207	0,189	462	758	0,435	0,380	0
A-10	0,197	0,180	393	608	0,467	0,416	0
A-11	0,184	0,164	388	663	0,481	0,419	0
B-1	0,198	0,179	280	534	0,389	0,324	0,214
B-2	0,203	0,182	290	570	0,398	0,329	0,111
B-3	0,220	0,199	381	643	0,446	0,388	0,036
B-4	0,175	0,159	290	497	0,421	0,363	0,254
B-5	0,172	0,158	285	498	0,376	0,321	0,254
B-6	0,178	0,159	312	545	0,464	0,400	0,229
C-1	0,168	0,151	250	559	0,381	0,278	0,214
D-1	0,180	0,165	258	490	0,347	0,288	0,170
D-2	0,173	0,152	164	496	0,330	0,238	0,190
D-3	0,178	0,158	170	392	0,371	0,293	0,202
D-4	0,173	0,153	210	498	0,374	0,292	0,158
E-1	0,178	0,158	222	545	0,355	0,274	0,114
E-2	0,178	0,157	261	570	0,405	0,325	0,097
E-3	0,182	0,160	215	678	0,325	0,231	0,107
E-4	0,196	0,177	327	620	0,396	0,332	0,094
E-5	0,217	0,195	370	715	0,456	0,395	0,078
E-6	0,189	0,169	325	643	0,406	0,336	0,095
E-7	0,205	0,186	394	618	0,477	0,424	0,026

De la tabla 27 se pueden deducir las siguientes observaciones :

1. Todas las fracciones del tipo A tienen una porosidad bastante semejante entre sí. Los valores mínimo y máximo calculados son 0,435 y 0,492, respectivamente.

Otros datos son :

Valor medio	0,463
Desviación típica	0,017
Oscilación alrededor del valor medio (nivel 0,05)..	2,4 %

2. En las fracciones restantes (B, C, D y E) los valores oscilan más ampliamente (0,325 - 0,477).
3. Las porosidades de las fracciones A son superiores, por término medio, a las de las otras fracciones.

La única diferencia existente entre la fracción A y las restantes, estriba en que aquella está constituida por un solo intervalo de tamaños, por lo que es lógico que en estas últimas la porosidad sea menor ya que los huecos existentes entre las partículas gruesas serán rellenados por las más pequeñas. Este efecto será tanto más importante cuanto mayor sea la diferencia de tamaños, influyendo también el porcentaje de los mismos.

De acuerdo con esto, la distribución o la forma de la distribución (amplitud) de la granulometría del producto influiría en la porosidad. Una medida de esa amplitud o dispersión es la desviación típica (σ) definida por la ecuación 74.

En la última columna de la tabla 27 se han anotado las distribuciones típicas calculadas a partir del análisis de tamizado (tablas 19 y 20) para cada uno de los productos ensayados. En la fig. 52 se han representado las porosidades en función de σ observándose en ella cierta correlación.

Del estudio de la fig. 52 se deduce que la máxima porosidad corresponde a las fracciones de un solo componente, disminuyendo al aumentar la desviación típica hasta alcanzar un mínimo correspondiente a un valor de esta de 0,16 mm, para aumentar a continuación hasta porosidades correspondientes a las del tipo A. Ello coincide con los datos de Furnas (255) para mezclas binarias a distintos porcentajes y con diferentes relaciones en los tamaños de partículas, cuando dichos datos se traducen a desviaciones típicas.

6.43. FACTORES DE FORMA DEL SOLIDO.

Los resultados deducidos (ecuación 66) con los datos obtenidos para los "empaquetados", se muestran en la tabla 28. En ella se observa que, en términos generales, al disminuir la porosidad aumenta el factor de forma, lo que coincide con lo expuesto por Meerden y colaboradores (256).

TABLA 26. FACTORES DE FORMA Y CORRELACION DE LEVA PARA LAS FRACCIONES
 A, B, C, D Y E.

Ensayo	Factor de forma β	Porosidad del lecho afleja- do (tabla 27) ϵ_2	Función de porosidad. $\frac{\epsilon^3}{1-\epsilon}$	$\frac{\epsilon^3}{1-\epsilon} \beta^2$	Tamaño medio de partícula (mm) D_p
A-1	0,674	0,468	0,194	0,088	0,775
A-2	0,774	0,454	0,189	0,102	0,548
A-3	0,825	0,455	0,172	0,117	0,435
A-4	0,896	0,444	0,156	0,125	0,338
A-5	0,747	0,476	0,209	0,117	0,274
A-6	0,827	0,487	0,192	0,132	0,224
A-7	0,860	0,454	0,169	0,125	0,179
A-8	0,736	0,482	0,235	0,127	0,135
A-9	1,158	0,455	0,144	0,193	0,098
A-10	1,01	0,467	0,192	0,196	0,071
A-11	0,939	0,481	0,218	0,192	0,049
B-1	1,28	0,389	0,0971	0,159	0,123
B-2	1,25	0,398	0,106	0,165	0,119
B-3	1,09	0,446	0,159	0,189	0,111
B-4	0,821	0,421	0,128	0,086	0,211
B-5	1,06	0,376	0,0865	0,095	0,211
B-6	0,670	0,454	0,186	0,082	0,204
C-1	1,21	0,351	0,0673	0,098	0,182
D-1	1,37	0,347	0,0645	0,121	0,205
D-2	1,59	0,330	0,0538	0,136	0,141
D-3	1,19	0,371	0,0828	0,117	0,145
D-4	1,13	0,374	0,0848	0,108	0,132
E-1	1,35	0,385	0,0701	0,128	0,173
E-2	1,04	0,405	0,112	0,122	0,157
E-3	1,35	0,325	0,0510	0,094	0,182
E-4	1,15	0,395	0,104	0,137	0,170
E-5	0,781	0,456	0,175	0,102	0,143
E-6	1,08	0,405	0,113	0,131	0,139
E-7	0,925	0,477	0,212	0,181	0,100

Es importante es el cálculo del producto $\frac{\epsilon^3}{1-\epsilon} \cdot d^2$ y su correlación con el tamaño medio de partícula ya que ello permite simplificar las expresiones de determinación de las velocidades mínimas de fluidización (ecuación 70), ya que según la bibliografía (257) esta correlación es válida para todo tipo de sólidos, independientemente de su forma, cuando las porosidades se refieren al punto mínimo de fluidización.

Los factores $\frac{\epsilon^3}{1-\epsilon} \cdot d^2$ se han calculado con las porosidades corregidas a lechos "aflojados" ya que prácticamente deben coincidir, debido a la técnica operatoria empleada (apartado 6.32), con las del citado punto mínimo de fluidización.

Los resultados conseguidos se muestran en la tabla 28, representándose gráficamente los mismos en la fig. 53. En ella se puede apreciar la coincidencia con los datos de Lava (257).

6.44. DENSIDAD DEL SÓLIDO.

Se utilizó en su cálculo la ecuación 67 aplicada para las porosidades y alturas totales de lechos "empaquetados" (tabla 27).

Los resultados se muestran en la tabla 29 anotándose en ella el peso total de lecho con que se trabajó en cada ensayo. Como resumen de dichos resultados se pueden citar los siguientes valores :

Valor medio	6,86	gr/cm ³
Desviación típica de la media	0,48	"
Límites de confianza para un nivel de significación de 0,05 %	6,68 y 7,04	"
Oscilación en torno al valor medio (nivel 0,05)	2,6 %	

La densidad media es relativamente alta y próxima a la correspondiente a la densidad cristalina medida por rayos X (7,2 - 8,0 gr/cm³) (16, 97), lo que indica que las partículas de UO₃ obtenidas por este procedimiento son muy compactas.

6.45. FACTORES DE FRICCIÓN Y NÚMEROS DE REYNOLDS.

Se calcularon únicamente para las fracciones F, utilizando la expresión 65 para $n = 1$ ya que en ningún caso se operó con $Re > 10$.

Las porosidades y los factores de forma (tabla 30) se dedujeron a partir de las correlaciones obtenidas hasta este momento (figs. 52 y 53, respectivamente). De esta forma, los cálculos sirven para comprobar el grado de validez de las suposiciones y correlaciones representadas gráficamente en las citadas figuras.

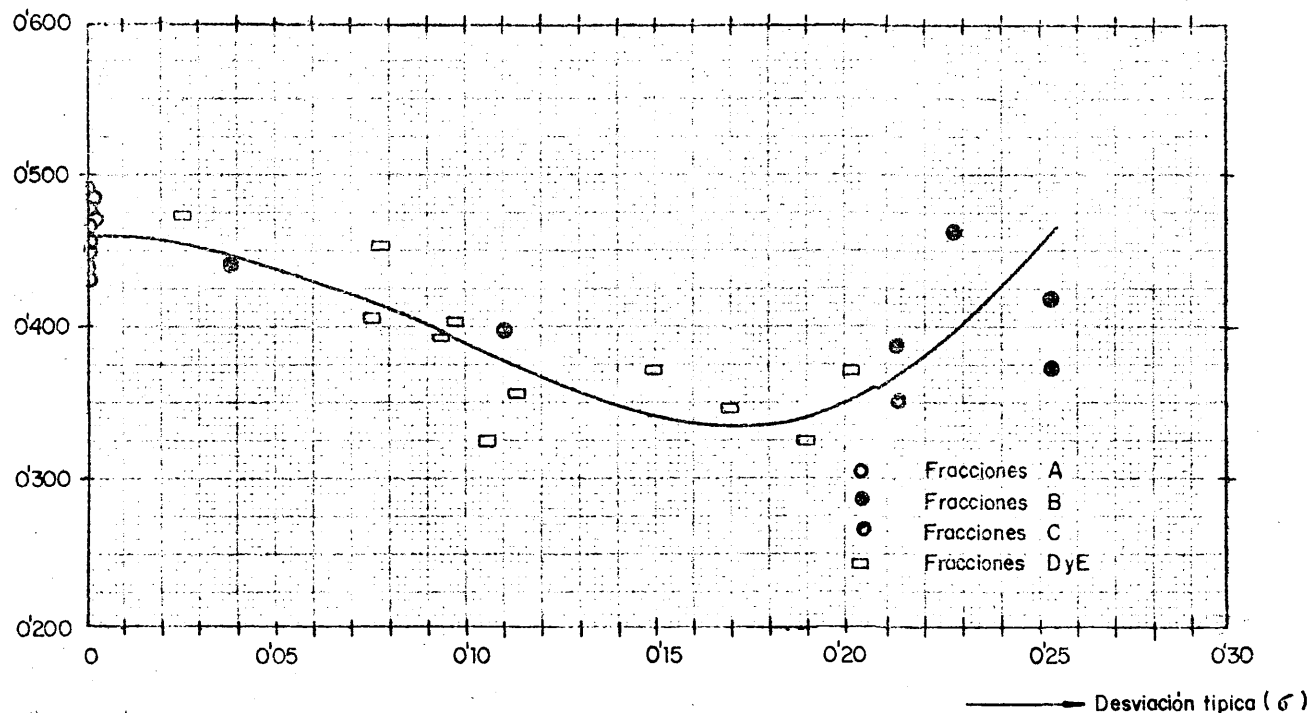


FIG.52.-POROSIDADES DE RELLENOS AFLOJADOS EN FUNCION DE LA DESVIACION TIPICA

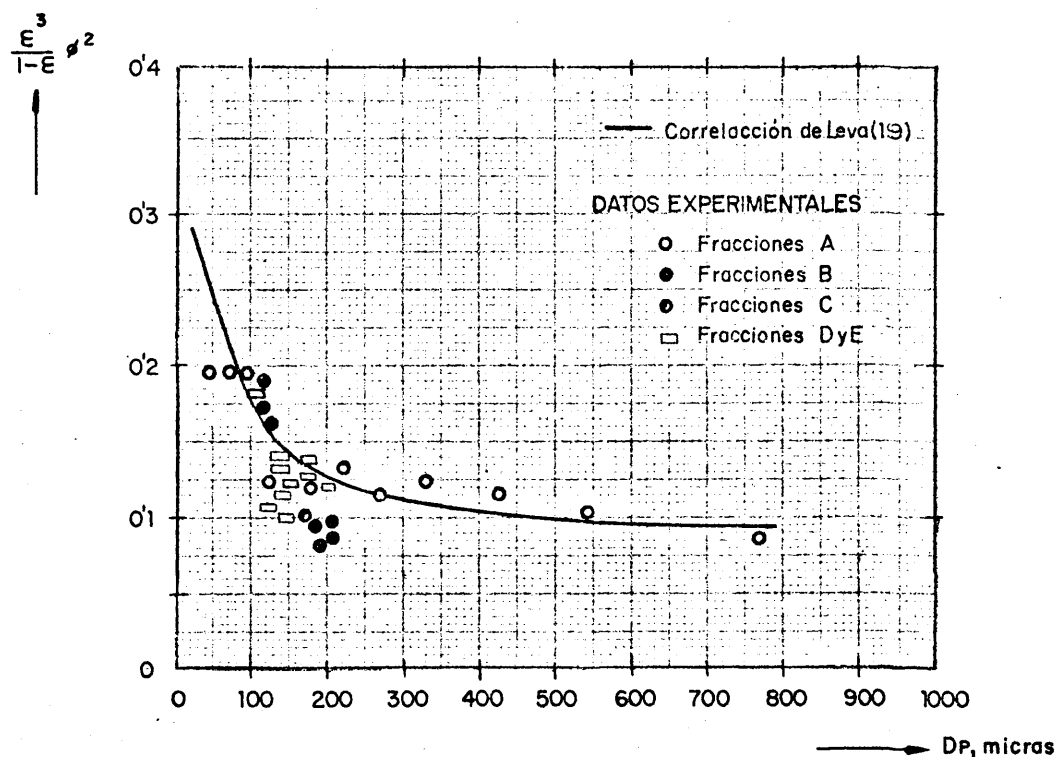


FIG.53.- CORRELACION ENTRE EL PRODUCTO DE LA FUNCION DE POROSIDAD Y EL CUADRADO DEL FACTOR DE FORMA VS. EL TAMAÑO DE PARTICULA

TABLA 29. DENSIDADES DEL SOLIDO DETERMINADAS PARA LAS FRACCIONES A, B, C, D Y E.

Fración.	Peso de los sólidos Kg. (W)	Densidad gr/cm³ (P_s)
A-1	2,102	7,19
A-2	3,076	7,03
A-3	3,084	7,19
A-4	3,226	7,04
A-5	3,180	7,60
A-6	3,179	7,34
A-7	2,964	7,12
A-8	3,067	7,85
A-9	3,028	6,82
A-10	2,785	7,00
A-11	2,435	6,73
B-1	3,112	6,66
B-2	3,161	6,71
B-3	3,230	6,90
B-4	3,000	6,89
B-5	3,000	6,44
B-6	3,000	7,31
C-1	3,000	6,40
D-1	3,100	6,14
D-2	3,000	6,02
D-3	3,090	6,43
D-4	3,000	6,44
E-1	2,783	6,40
E-2	2,716	6,76
E-3	2,730	5,86
E-4	3,000	6,70
E-5	3,405	7,61
E-6	2,960	6,96
E-7	3,006	7,28

TABLA 30. POROSIDADES Y FACTORES DE FORMA DE LAS FRACCIONES F.

Fracción	D_p , mm (tabla 25)	D_T , mm (tabla 25)	ϵ_2 (fig. 52)	$\frac{\epsilon_2^3}{1-\epsilon_2} \phi^2$ (fig. 53)	ϕ
F-1	0,216	0,127	0,360	0,125	1,30
F-2	0,234	0,110	0,377	0,122	1,18
F-3	0,259	0,130	0,356	0,117	1,29
F-4	0,288	0,131	0,355	0,115	1,28
F-5	0,228	0,048	0,442	0,122	0,883
F-6	0,285	0,116	0,372	0,116	1,18
F-7	0,208	0,053	0,438	0,126	0,912
F-8	0,221	0,041	0,445	0,124	0,883
F-9	0,228	0,039	0,447	0,223	1,12
F-10	0,273	0,053	0,438	0,118	0,888
F-11	0,241	0,036	0,449	0,120	0,856
F-12	0,388	0,098	0,392	0,107	1,00
F-13	0,287	0,051	0,440	0,116	0,875
F-14	0,313	0,049	0,442	0,113	0,854
F-15	0,353	0,072	0,423	0,110	0,892
F-16	0,356	0,058	0,434	0,110	0,871

En la fig. 54 se han representado los factores de fricción frente a los números de Reynolds (ecuación 64), junto con la línea de ajuste de Leva (140), observándose una correlación aceptable (No se han tabulado los valores numéricos debido al elevado número de puntos experimentales).

6.46. CARACTERISTICAS DE EXPANSION.

Se han calculado para las fracciones A, B, C, D y E (excepto E-1 y E-3), únicamente para lechos fluidizados obtenidos a partir de lechos fijos inicialmente "aflojados" ya que de esta forma la transición del lecho fijo a fluidizado es bastante más suave.

En la tabla 31 se exponen los principales resultados experimentales anotándose en ella los diámetros medios de las partículas ensayadas, pudiéndose, así mismo, apreciar que son satisfactorios los coeficientes de correlación y la precisión de las constantes obtenidas.

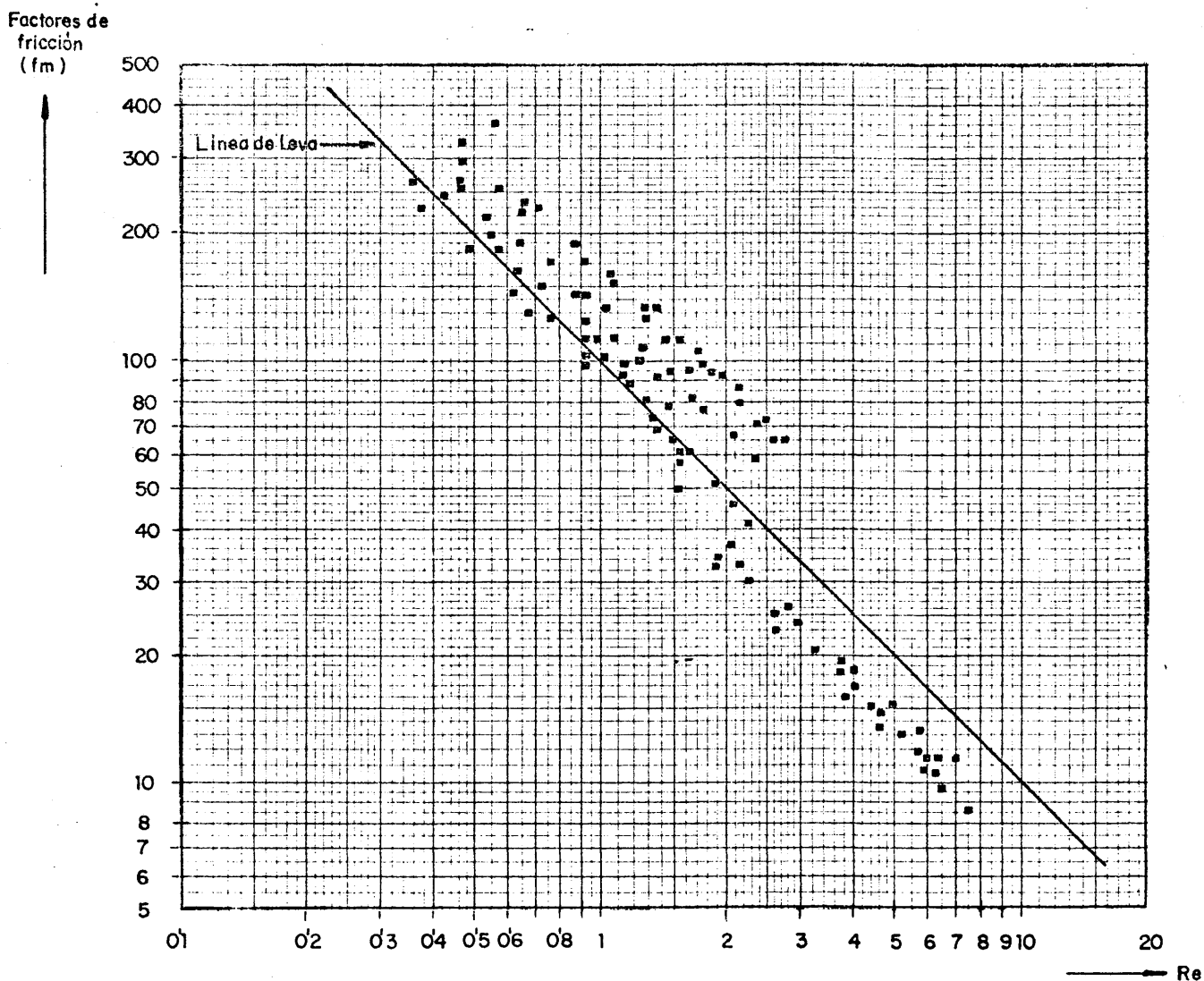


FIG.54- FRACCIONES F.-FACTORES DE FRICCION VS.NUMEROS DE REYNOLDS

TABLA 31. CARACTERÍSTICAS DE EXPANSIÓN DE LECHOS FLUIDIZADOS DE TRIOXI
 DO DE URANIO $\left[v \text{ vs. } \frac{1-\xi}{\epsilon^3} \right]$

Frac- ción.	Diámetro de partí- cula mm. (D_p)	Pendiente de la lí- nea de ex- pansión (m) (ecuación 72)	ESTADÍSTICOS PRINCIPALES.		
			Coeficiente de correlación,		Precisión de la constante m [$Se(m)$]
			Tabu- lada.	Experi- mental.	
A-1	0,775	-0,412	0,497	0,989	0,017
A-2	0,548	-0,517	0,632	0,986	0,030
A-3	0,435	-0,561	0,632	0,992	0,026
A-4	0,338	-0,624	0,707	0,991	0,033
A-5	0,274	-0,689	0,576	0,998	0,018
A-6	0,224	-1,009	0,602	0,999	0,015
A-7	0,179	-1,333	0,602	0,991	0,060
A-8	0,135	-1,023	0,666	0,981	0,074
A-9	0,098	-1,093	0,632	0,986	0,066
A-10	0,071	-1,869	0,532	0,984	0,092
A-11	0,049	-4,554	0,576	0,983	0,273
B-1	0,123	-1,175	0,532	0,985	0,064
B-2	0,119	-1,095	0,632	0,992	0,049
B-3	0,111	-1,400	0,666	0,991	0,071
B-4	0,211	-0,852	0,576	0,994	0,030
B-5	0,211	-0,884	0,632	0,993	0,032
B-6	0,204	-0,942	0,583	0,999	0,015
C-1	0,182	-0,757	0,468	0,996	0,006
D-1	0,208	-0,694	0,576	0,989	0,033
D-2	0,141	-0,680	0,583	0,984	0,048
D-3	0,146	-1,082	0,482	0,991	0,036
D-4	0,132	-1,102	0,632	0,978	0,082
E-2	0,157	-1,008	0,532	0,965	0,080
E-4	0,170	-0,784	0,707	0,977	0,021
E-5	0,143	-1,147	0,602	0,989	0,170
E-6	0,139	-0,883	0,632	0,989	0,056
E-7	0,100	-1,404	0,583	0,992	0,063

Por las mismas razones a las indicadas en el apartado anterior, no se han hecho, para cada fracción, representaciones semejantes a la de la fig. 49. Al se han anotado los correspondientes valores numéricos.

En la fig. 55 se representan gráficamente las pendientes de las líneas de expansión (a) frente a los tamaños de partícula comprobándose que la forma de la curva es muy semejante a la citada en la bibliografía (140), si bien, las pendientes obtenidas son algo inferiores a las allí señaladas. Ello significa que para una velocidad dada y para un tamaño de partícula determinado, las porosidades del lecho constituido por partículas de trióxido de uranio son más altas de lo esperado, lo que podría ser debido a un mayor burbujeo inicial del gas en el interior del lecho, causando de una expansión mayor a la prevista según (140).

6.47. VELOCIDADES MINIMAS DE FLUIDIZACIÓN.

En 6.22 se definían dos criterios diferentes que determinaban dos velocidades mínimas de fluidización distintas: v_{mfA} y v_{mfB} . A partir de las tablas 24 y 25 se han obtenido las correlaciones de estas velocidades con el tamaño de partícula, partiendo tanto de lechos "aflojados" como "empaquetados", para todas las fracciones A, B, C, D, E y F. También se han estudiado estadísticamente estas correlaciones con el fin de determinar cual de las dos definiciones de velocidad mínima presenta menos dispersión. Para ello se han calculado los principales estadísticos (tabla 32) de los que se deduce que en cuanto a seguridad en las correlaciones es indiferente el empleo de v_{mfA} o v_{mfB} , y puesto que la primera está más definida desde un principio ya que utilice la pérdida de carga teórica (apartado 6.22), será esta la que se emplee cuando se hable de velocidades mínimas de fluidización.

En la fig. 56 se muestra gráficamente su correlación con el tamaño de partícula habiéndose trazado en ella con líneas de puntos los límites de confianza de la ordenada para un nivel de significación de 0,025, obtenidos a partir de la varianza con respecto a la regresión.

La expresión que liga la velocidad mínima de fluidización y el tamaño de partícula para el UO_3 de calcinación, operando con aire a la temperatura y presión ambiente, es:

$$v_{mfA} = 166 \cdot (D_p)^{1.75}$$

79.

Con los valores de v_{mfA} , D_p y de las densidades calculadas para cada fracción (tablas 24, 25 y 14) se han determinado los factores G de la ecuación 70 y se han relacionado con el número de Reynolds correspondiente (ecuación 64) a esa velocidad mínima de fluidización. En la fig. 57 se han representado los correspondientes valores numéricos, encajando estos satisfactoriamente con los datos citados en la bibliografía.

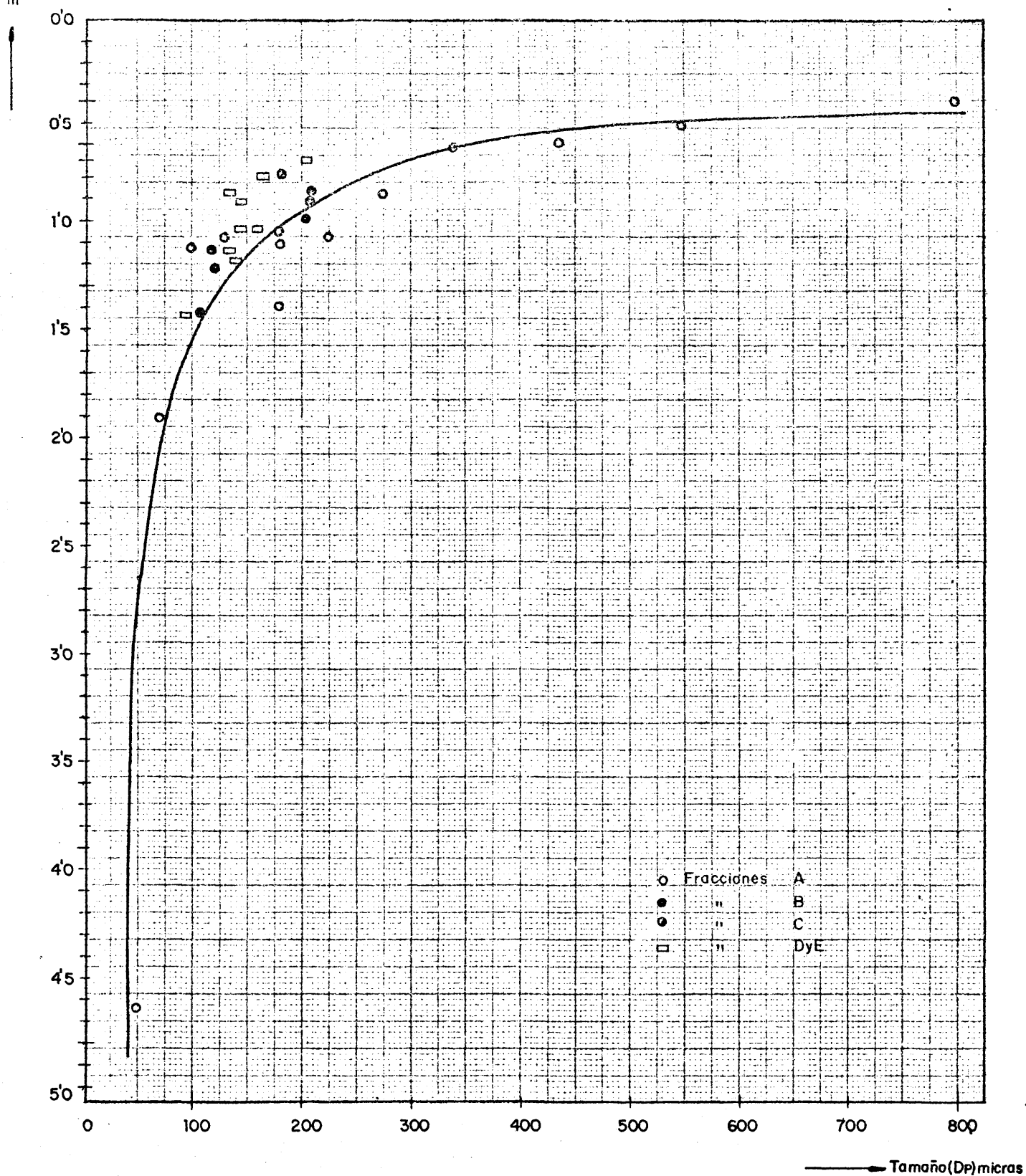


FIG.55. - PENDIENTES DE LAS LINEAS DE EXPANSION EN FUNCION DEL TAMAÑO DE PARTICULA.

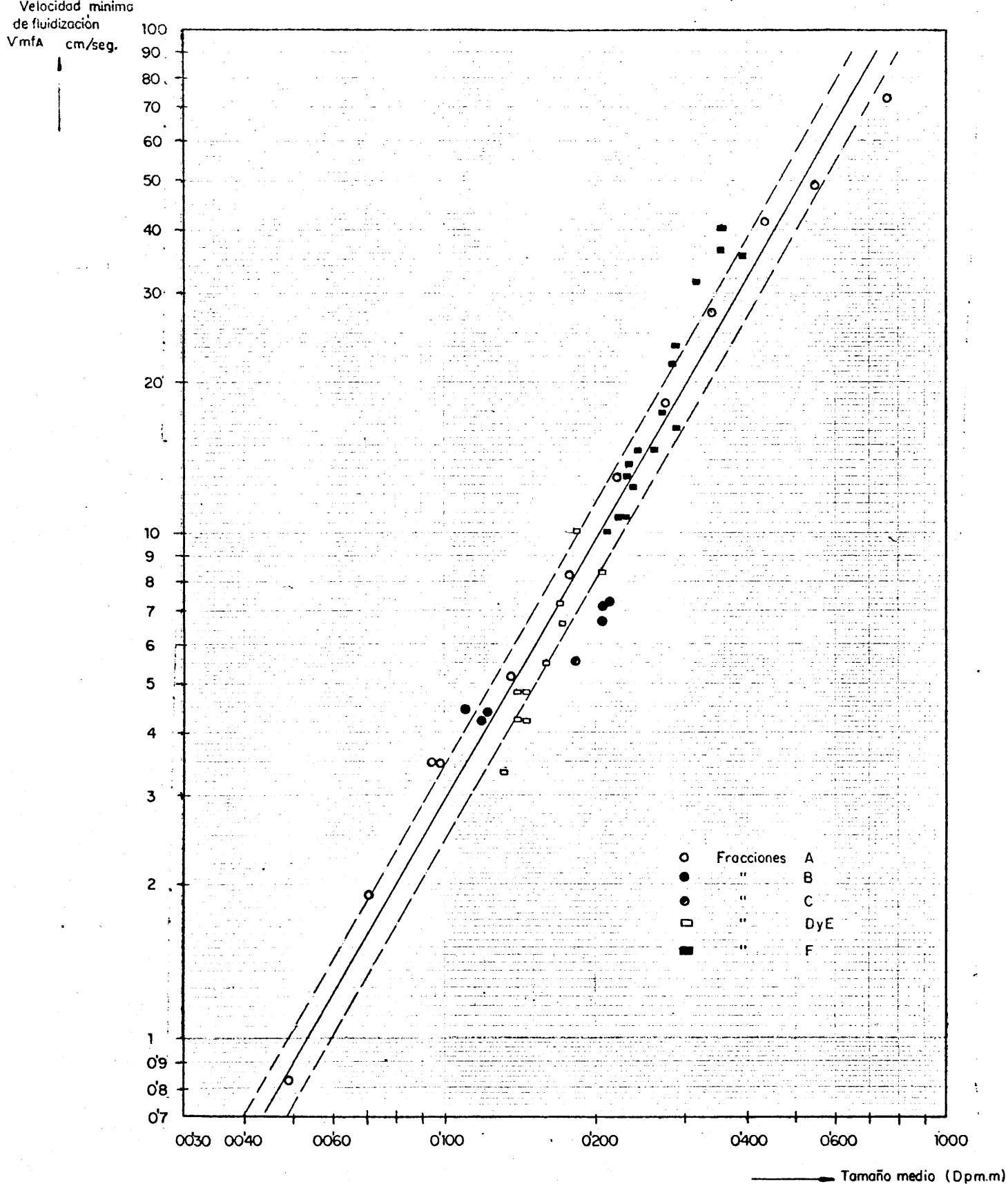


FIG.56. -VELOCIDADES MINIMAS DE FLUIDIZACION (vmfA) EN
FUNCION DEL TAMAÑO DE PARTICULA

$C \times 10^4$

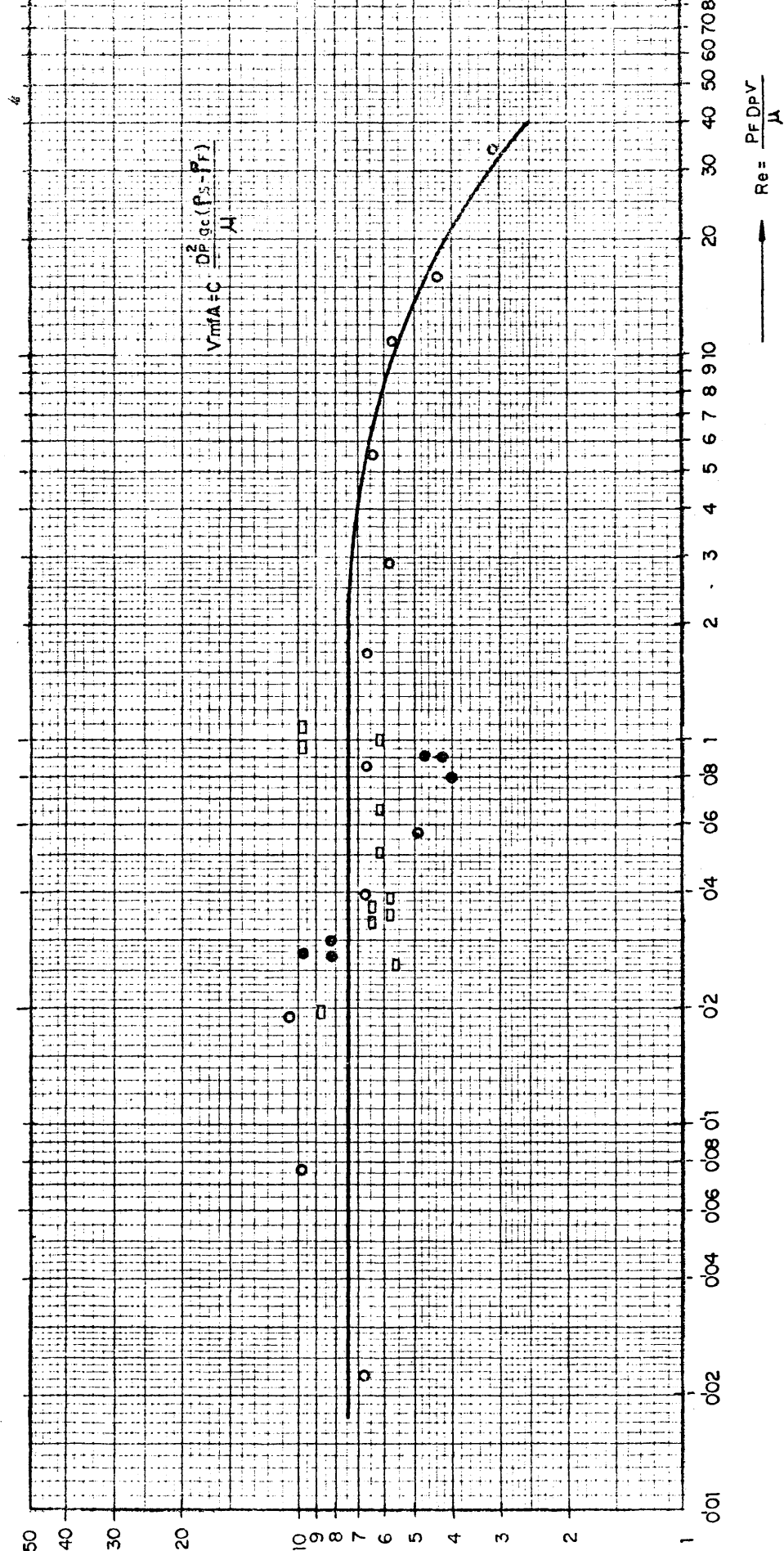


FIG.57.- CORRELACION DE LOS VALORES DEL COEFICIENTE "C" CON EL NUMERO DE REYNOLDS

TABLA 32. ESTADISTICOS PRINCIPALES DE LA CORRELACION $\log v_{mf} - \log D_p$

E S T A D I S T I C O		Para v_{mfA}	Para v_{mfB}
Ordenada en el origen		-2,03	-2,46
Pendiente		1,74	1,91
Grado de correlación	Tabulado	0,287	0,287
	Experimental	0,973	0,970
Precisión de la pendiente (S e m)		0,063	0,066
Precisión de $\log v_{mf}$		0,093	0,097
Varianza respecto a la regresión (S ²)		0,0133	--

6.48. VELOCIDADES REDUCIDAS.

Su estudio se concreta a lechos "aflojados" utilizando, solamente, las v_{mfA} , operándose, por tanto, con las V_{RA} (tablas 24 y 25). En estas se puede apreciar la amplia gama de valores obtenidos; en efecto, para las fracciones tipo A constituidas por un solo intervalo estrecho de tamaños, las velocidades reducidas oscilan entre 1,08 y 1,75. Sin embargo, en la mezcla binaria B-1 el valor aumenta a 5,29, alcanzando valores superiores para las también mezclas binarias B-4, B-5, B-6, la ternaria C-1 y las múltiples D-2, D-3 y D-4. Para el resto de las fracciones se obtienen velocidades reducidas intermedias.

La causa de esta variedad de valores se debe, independientemente del tamaño medio de partícula, a la heterogeneidad del producto ya que se ha comprobado experimentalmente que al ampliarse la distribución de tamaños las velocidades reducidas son mayores.

En la fig. 58 se han representado las velocidades reducidas frente a las desviaciones típicas (σ) de las fracciones respectivas (ecuación 74) empleando este parámetro como una medida de la heterogeneidad granulométrica de los productos. En dicha figura se observa que hay una clara dependencia entre ambas variables, pudiéndose expresar la curva de ajuste por la siguiente ecuación:

$$V_{RA} = 1'5 \cdot \exp \cdot 18 \cdot \sigma^{1'7}$$

80.

Con una técnica operatoria más cuidadosa es posible que la dispersión experimental se reduzca sensiblemente.

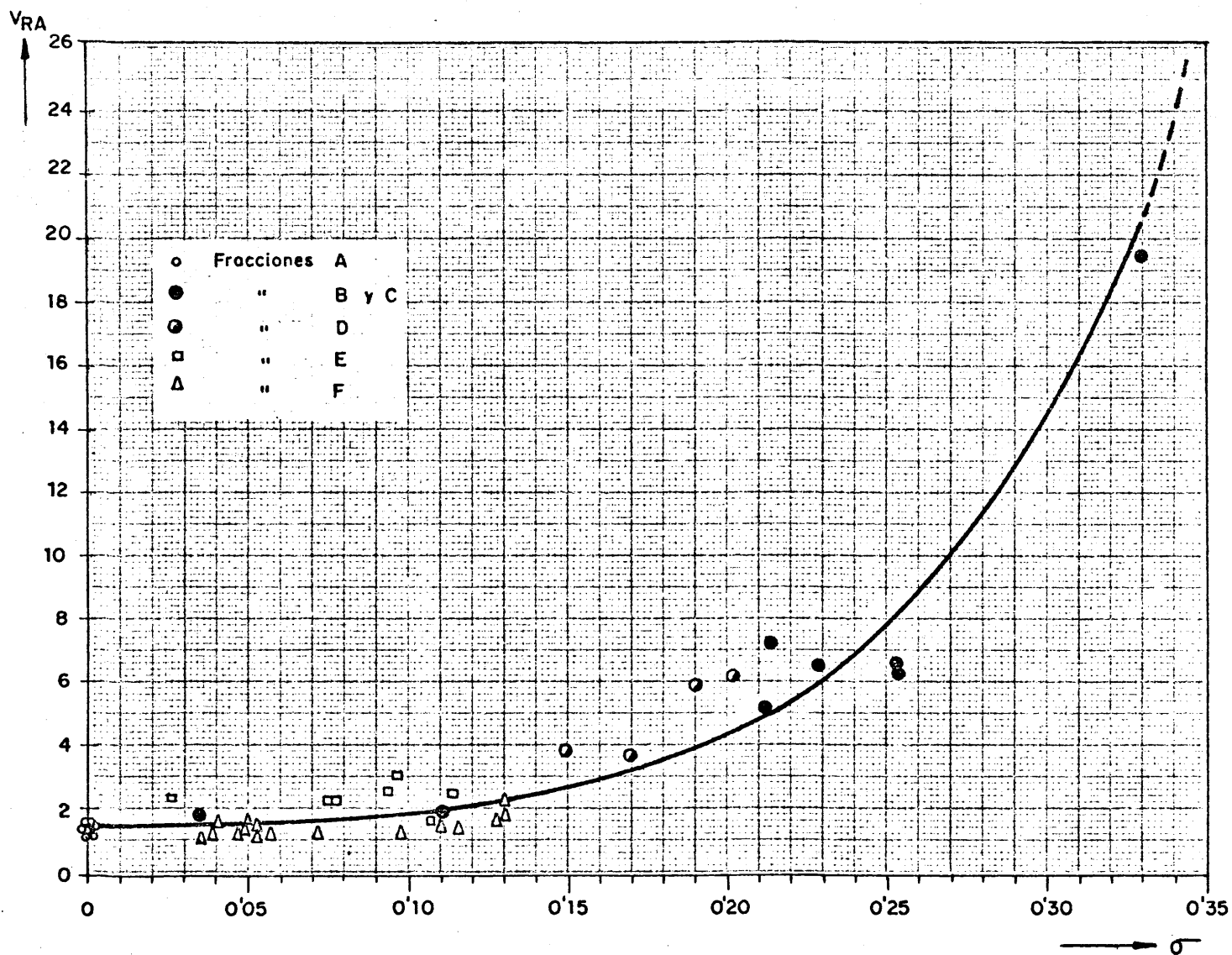


FIG. 58.- VELOCIDADES REDUCIDAS EN FUNCION DE LAS DESVIACIONES TÍPICAS.

6.49. PERDIDAS DE CARGA.

En todos los casos las pérdidas de carga reales fueron inferiores a las teóricas.

La relación media entre ambas, expresada en porcentajes, es del 91,7% con una desviación típica de 3,1.

6.5. RESUMEN.

Se han estudiado detenidamente las propiedades fluidodinámicas del trióxido de uranio obtenido en el calcinador de planta piloto, utilizando para ello producto tamizado y seleccionado en fracciones de granulometría previamente establecida y producto tal como descarga del reactor sin ninguna manipulación adicional. Para las determinaciones se emplearon dos columnas de vidrio diferentes dotadas de placa difusora porosa y de taladros cónicos, respectivamente, con relativamente alta pérdida de carga frente al flujo de gases.

Para la obtención e interpretación de datos se siguió la teoría general de Leva (140) y la hipótesis de Carmen (249), siendo necesario operar con dos diferentes estructuras de lecho fijo: "eflojada" y "empaquetada". La primera se obtiene cuando se interrumpe suavemente el flujo del aire de fluidización y la segunda al vibrar el lecho hasta que no se consigue una posterior reducción de su volumen aparente. El trabajo se completó con el estudio del lecho completamente fluidizado.

A continuación se exponen brevemente los principales resultados obtenidos:

En todas las muestras estudiadas y para cualquier velocidad lineal del gas utilizada, el flujo fue laminar ($Re < 10$ de acuerdo con la expresión general de Leva (140)), excepto para aquellos productos en los que el tamaño medio de partícula fue superior a 400 micras. Para estas fracciones en forma de lecho "eflojado", se observa un cambio de régimen para una velocidad lineal que coincide, aproximadamente, con el valor correspondiente a $Re = 10$, elevándose la pendiente de las líneas $\Delta P-v$ a valores superiores a la unidad de acuerdo con la teoría general. Sin embargo, esto no ocurre con los mismos productos en forma de lecho "empaquetado", no apreciándose en ellos tal cambio, por lo que se sugiere que en la definición de Re debe aparecer un término que tenga en cuenta a la porosidad para así poder obtener un criterio más completo sobre el cambio de régimen en lecho fijo, tal como ocurre con la expresión de Ergun (254).

El estudio de las porosidades de lechos en el punto de velocidad mínima o incipiente de fluidización, ha permitido llegar a una correlación gráfica entre aquella variable y un parámetro introducido en este trabajo para definir la heterogeneidad de una mezcla granulométrica: la desviación típica (σ).

Otra propiedad interesante deducida, ha sido el factor de forma de las partículas así como su relación con la porosidad de los lechos, habién-

doce comprobado que las correlaciones obtenidas encajan dentro de los valores descritos en la bibliografía. Igualmente, muestran plena concordancia con estas las características de suspensión del lecho fluidizado.

La densidad del sólido ($8,8 \text{ gr/cm}^3$) obtenida a partir de los datos fluidodinámicos es muy próxima a la densidad cristalina del UO_3 citada por Hawthorn y colab (16) y Dall y colab (97) : $7,2 - 8,0 \text{ gr/cm}^3$. Esto indica el elevado grado de compactamiento que tiene el producto del calcinador.

Las velocidades mínimas de fluidización cumplen la expresión de Leva, con escaso margen de error, por lo que pueden predecirse a partir del tamaño medio de partícula mediante la ecuación :

$$v'_{mfA} = 166 (D_p)^{1'75}$$

En este trabajo se ha deducido que la velocidad a la cual todo el sólido está en completo movimiento (velocidad mínima de completa fluidización, v_{cf}) puede calcularse a partir de las propiedades del sólido. En efecto, se ha obtenido una correlación entre la velocidad reducida del producto (V_{RA}) y la desviación típica del mismo, anteriormente citada :

$$V_{RA} = 1'5 \cdot \exp \cdot 18 \cdot \sigma^{1'7}$$

Dado que la velocidad reducida es la razón v_{cf}/v'_{mfA} , el numerador de ésta puede calcularse fácilmente a partir de las propiedades del sólido deducibles por un análisis de tamizado : el tamaño medio de partícula (D_p) y la desviación típica (σ).

Con este trabajo se ha llegado a la conclusión de que el UO_3 obtenido por calcinación de nitrato de uranilo líquido en un calcinador de lecho fluidizado tiene unas propiedades fluidodinámicas óptimas que le hacen totalmente adecuado para su empleo en los reactores de lecho fluidizado y sus características fluidodinámicas son predecibles fácilmente, lo que ha sido especialmente útil en el desarrollo del reactor de calcinación y en la resolución de algunos de sus problemas clave tales como formación de tortes y limpieza de filtros.

7. RESUMEN GENERAL Y CONCLUSIONES

En la puesta a punto del calcinador de lecho fluidizado para la producción de trióxido de uranio, UO_3 , a partir de una solución concentrada de nitrato de uranio, $UO_2(NO_3)_2$, fué preciso resolver los múltiples problemas de diseño, construcción y operación que son inherentes a un reactor que funciona en marcha continua, a 300°C, con las tres fases presentes: sólida, líquida y gaseosa.

Independientemente de estos problemas, hubo otros que no tuvieron su origen únicamente en una concepción y diseño inicial poco ortodoxo de los equipos, sino que, en gran parte estuvieron determinados, según se adelantó en el apartado 3.6, por el proceso de calcinación propiamente dicho, dando lugar al fallo total de algunos ensayos y provocando, en ocasiones, la rotura y avería de partes del equipo tales como elementos interiores, fugas de polvo por aumento excesivo de la presión del reactor, etc. La resolución de estas dificultades, sin la cual no era posible el funcionamiento continuo del calcinador, constituye el objeto principal del trabajo que se presenta como Tesis Doctoral, pudiéndose resumir aquellas en tres principales:

1. Aumento continuado de la sobrepresión del calcinador por utilización de superficie de filtración insuficiente y por inadecuado servicio del sistema de limpieza de filtros metálicos porosos.
2. Formación de tortas o grandes aglomerados de productos en el interior del lecho.
3. Crecimiento del tamaño de las partículas del trióxido de uranio obtenida.

Los dos primeros fueron resueltos con estudio cuidadoso de los mismos y mediante el completo conocimiento de las características fluidodinámicas del UO_2 , según se resumen más adelante. El tercero se evitó operando a temperaturas inferiores a $290^{\circ}C$ para ciertos valores de las otras variables de funcionamiento, si bien, en la actualidad, se está realizando en las instalaciones de la JUNTA DE ENERGIA NUCLEAR, una investigación completa, a su vez tema para una futura Tesis Doctoral, tendente a conseguir el exacto control del tamaño y de la distribución granulométrica del trióxido producido.

A continuación se resumen brevemente los principales trabajos desarrollados y las conclusiones obtenidas:

1. En el funcionamiento de los filtros se estudiaron las condiciones de limpieza mediante introducción de un flujo gaseoso en sentido contrario al de filtración. Así, se determinó el flujo adecuado para conseguir el desprendimiento de las capas de finos elutriados desde el lecho adheridas a las superficies filtrantes y se fijaron los caudales por encima de los cuales no se debe operar para evitar el deterioro del material filtrante. Para ello, se desarrolló el concepto de fuerza de adherencia de la torta de finos, lo que permitió establecer la siguiente expresión para el cálculo del caudal óptimo de limpieza:

$$q'_L = \psi \frac{v' S' N_o'}{N' - (\psi + 1) N_o'}$$

2. Conocidas las condiciones de filtración, fué posible simplificar notablemente el equipo, utilizando eyectores para la introducción del gas de limpieza y salida de los gases filtrados. Para conseguir esto fué preciso el estudio de las características fluidodinámicas de aquellos aparatos, el conocimiento de los flujos motores o inductores necesarios para conseguir un caudal de limpieza dado y de las sobrepresiones de suministro de aquellos, el establecimiento de la resistencia que presentan los eyectores al flujo de gases filtrados, etc.

En función de este estudio, se dedujo que en los eyectores hay cuatro dimensiones críticas, algunas de las cuales tienen efectos contrarios entre sí, siendo su elección, por tanto, una cuestión de compromiso. Estas dimensiones son:

Diámetro de difusor	(3,5 mm.)
Diámetro de la boquilla	(1,5 mm.)
Magnitud del difusor	(10 mm.)
Distancia boquilla-difusor	(6 mm.)

Entre paréntesis se indican las dimensiones adoptadas para el calcinador de planta piloto.

3. Las condiciones óptimas de funcionamiento de los filtros son:

Filtración

Relación superficie de filtración/área transversal del reactor (S')	35
Velocidad lineal máxima de los gases a través de la superficie filtrante	3,5 cm/seg.

Limpieza

Valor de Ψ en la ecuación de limpieza	0,6
Tiempo transcurrido entre dos limpiezas consecutivas de un mismo filtro	5 minutos
Duración de la limpieza de un filtro	1/4 seg.

En el calcinador se instalaron 16 filtros (N') que se limpian simultáneamente dos a dos (N'_0), empleando un eyector por pareja.

- Una ventaja complementaria a la utilización de eyectores con tiempos de limpieza de 1/4 seg. radica en que no es necesario precalentar los gases de limpieza para evitar los choques térmicos al material poroso. Así mismo, los consumos de gas son menores, por lo que no se producen caídas fuertes en su presión de suministro, a lo que también contribuye la instalación de un depósito auxiliar regulador.

- En las tortas de productos formadas en el interior del calcinador se identificaron dos tipos diferentes: tortas acumuladas sobre la boquilla de pulverización y tortas formadas en la pared opuesta a aquella. Estas tortas se originan porque algunas partículas de UO_2 "mojadas" de nitrato parcialmente descompuesto, acceden, antes de secarse totalmente, a los citados lugares, quedando adheridas a ellos.

La variación del peso de torta de cualquier procedencia en función del tiempo, se establece mediante la siguiente ecuación general:

$$\frac{dP_i}{dt} = \eta_i \cdot P_i^{a'}$$

en la que η_i es una constante función de las acciones ejercidas sobre el chorro de pulverización, las cuales, en cada caso, dependen de las condiciones de operación.

- En el caso de las tortas de boquilla esas acciones tienen una resultante dirigida en sentido ascendente lo que determina un acercamiento de las partículas "mojadas" procedentes de la parte superior del chorro de pulverización, a las superficies de adherencia, facilitándose así el crecimiento de las tortas.

Un estudio detenido de la forma que las distintas variables de operación pueden afectar a los vectores que definen a dicha resultante, en el que también se tuvo en cuenta el efecto que la temperatura del lecho puede tener sobre el secado de las partículas, condujo a la deducción de la expresión de η_B en función de esas variables.

Sustituyendo la función en la ecuación general e integrando a esta, se obtiene la siguiente expresión:

$$P_B = (1-a')^{\frac{1}{1-a'}} \left[K_b \frac{(\gamma_{LSL})^{2c'} (Q)^{d'+g'} (v')^{e'}}{(SA)^{d'} (F')^{3c'-f'} (T')^{b'-h'}} t \right]^{\frac{1}{1-a'}}$$

7. Las tortas en la pared opuesta a la boquilla se forman cuando el chorro de pulverización es muy penetrante en el lecho. Por tanto, no solo hay que tener en cuenta a las acciones ascendentes que pueden desviar al cono pulverizado, y que en este caso actuarán en sentido contrario al considerado para tortas de boquilla, sino que también deberán considerarse otras variables tales como la distancia boquilla-pared y la resistencia que presenta el lecho a ser penetrado por el chorro de pulverización, definida como una función del estado de fluidización, burbujas originadas por la gasificación del nitro, etc.

Análogas consideraciones a las ya citadas para las tortas de boquilla, llevaron a la deducción de la siguiente expresión:

$$P_p = (1-a')^{\frac{1}{1-a'}} \left[K_d \frac{(S_A)^{p'} (V_R)^{k'} (F')^{3a'+m'-r'} (Q)^{l'-p'-s'}}{(\gamma_L^2 S_L^2)^{o'} (v')^{q'} (L)^{n'} (T')^{t'+n'}} \right]^{\frac{1}{1-a'}}$$

8. En la resolución de las ecuaciones de los puntos 6 y 7 se aplicó el análisis dimensional y los métodos estadísticos usuales, obteniéndose los resultados que se indican a continuación:

Velocidad de crecimiento

Tortas de boquilla: $\frac{dP_B}{dt} = \eta_B \cdot P_B^{0.1}$

Tortas de pared: $\frac{dP_p}{dt} = \eta_p \cdot P_p^{0.4}$

Constante de crecimiento

Tortas de boquilla: $\eta_B = 400 \frac{(\gamma_L S_L)^{4.3} v^{2.8}}{F^{3.4} T^{0.9}} \left(\frac{Q}{S_A} \right)^{1.5}$

Tortas de pared: $\eta_p = 4.2 \cdot 10^{-7} \frac{\left(\frac{F'}{v'} \right)^{4.2} \left(\frac{V_R}{T^2} \right)^{1.5} Q}{(\gamma_L S_L)^{3.6} S_A^{0.9} L^{0.5}}$

Peso de tortas acumulado

$$\text{Tortas de boquilla: } P_B = 650 \frac{(\gamma_L S_L)^{4.7} \left(\frac{Q}{S_A}\right)^{1.6} v^{3.1}}{F^{3.7} \cdot T^{1.1}}$$

$$\text{Tortas de pared: } P_p = 3.0 \cdot 10^{-11} \frac{\left(\frac{F'}{v'}\right)^{6.7} \left(\frac{V_R}{T'2}\right)^{2.4} \left(\frac{Q}{1.05}\right)^{1.6}}{(\gamma_L S_L)^{5.7} \cdot S_A^{1.5}} \cdot 1.6$$

9. De las dos últimas ecuaciones se deduce que no es posible descartar, operando en las condiciones normales de calcinación, la formación de tortas de ambas procedencias, si bien, en el caso de las de pared, pueden reducirse sensiblemente hasta que su peso sea prácticamente despreciable, aumentando el diámetro del reactor.

El peso de las tortas de boquilla se disminuyó apreciablemente adelantando el conducto de líquido de la boquilla con respecto al conducto anular del aire de pulverización. Esta disminución se debe más al barrido del aire sobre el conducto líquido, impidiendo así que retrocedan partículas "mojadas" hacia la zona de la boquilla, que al efecto de adelantamiento propiamente dicho, el cual aleja al chorre de la parte superior de la boquilla.

La experiencia realizada condujo a la función que liga la relación (R'') de peso de tortas de boquilla sin y con calentamiento del conducto líquido, con algunas variables de operación:

$$R'' = -48.5 + 49.5 \cdot \exp \left(2 \cdot 10^{-7} d^{1/3} Q^3 F' \right)$$

10. La teoría descrita de formación de tortas ha permitido establecer zonas de operación de valores para las principales variables, en las que es posible trabajar sin formación alguna de tortas. Así mismo, para cualquier condición de funcionamiento se puede calcular el peso de ellas que se obtendrá, es fácilmente calculable,
11. El trióxido de uranio obtenido en el calcinador tiene una gran fluidez y óptimas características fluidodinámicas que lo hacen apto para su utilización en la línea de reactores de lecho fluidizado para producción de compuestos de uranio.

Los estudios fluidodinámicos realizados con él aplicando las teorías más conocidas, han permitido conocer sus propiedades más importantes desde este punto de vista, saliéndose de los objetivos de este resumen su completa descripción. Sin embargo, durante la experi-

mentación realizada y su interpretación se encontraron ciertos hechos que deben resaltarse en los puntos siguientes.

12. Se pudo comprobar que no es criterio suficiente para definir el tipo de flujo en un lecho fijo, el número de Reynolds modificado según la definición clásica:

$$Re = \frac{\rho_F \cdot v_0 \cdot D_p}{\mu}$$

En efecto, según el grado de empaquetamiento del lecho, el cambio de régimen de viscoso a laminar puede ocurrir en distintos valores de Re. Por esta razón, es más completa una definición de tal número adimensional en la que se tenga en cuenta a la porosidad del lecho, tal como ocurre en la propuesta por Ergun (254):

$$Re = \frac{\rho_F \cdot v_0 \cdot D_p}{\mu (1-\epsilon)}$$

13. Se propone como magnitud importante, además de la ya conocida del diámetro medio de partícula, en la identificación granulométrica de un producto, a la desviación típica (σ) de dicha granulometría, definiéndola por la expresión:

$$\sigma = \sqrt{\frac{\sum x_i (d_{p_i} - D_p)^2}{N-1}}$$

Se ha podido comprobar que la porosidad del lecho en el punto mínimo de fluidización es función de esta desviación típica, lo que facilita el cálculo de aquella propiedad tan importante para predecir las expansiones del lecho fluidizado.

Iguemente la velocidad reducida (V_R ; relación entre las velocidades de completa y mínima fluidización) depende de la desviación típica, según la ecuación:

$$\sigma = 1.5 \exp 18 \cdot \sigma^{-1.7}$$

De esta forma, es posible calcular, a partir de un análisis de tamizado, todas las características fluidodinámicas.

14. La instalación es el resultado de la experimentación descrita durante la cual el calcinador funcionó más de 1.800 horas alimentando nitrato de uranilo, lo que permitió preparar de 30 a 40 Tm. de trióxido de uranio. En el momento presente, la operación del reactor es estable y regular, pudiéndose realizar en él campañas de producción continuada, sin limitación de tiempo.

8. APENDICE

8.1 OTRAS CARACTERISTICAS DEL PRODUCTO OBTENIDO

La superficie específica del UO_3 obtenido en el calcinador de lecho fluidizado, objeto del presente trabajo, varía entre 0,06 y 0,5 $m^2/gr.$, dependiendo, en cierto grado, del tamaño de las partículas. En estas, es posible distinguir dos estructuras: la externa, poco porosa, y la interna en la que la porosidad es mayor.

En la tabla 33 se resumen algunos datos de superficies específicas de este producto, y en ella se puede observar como aumenta la porosidad, del sólido obtenido por trituración de partículas superiores a 200 micras, al manifestar su núcleo más poroso, lo que está de acuerdo con los datos de otros investigadores (139, 146).

En la determinación de superficies específicas se empleó el método de Nelson y Eggstein (258).

TABLA 33. SUPERFICIES ESPECIFICAS DEL UO_3 SIN TRITURAR Y TRITURADO, EN FUNCION DEL TAMAÑO DE PARTICULA.

Intervalo de tamices (micras)	SUPERFICIE ESPECIFICA. $m^2/gr.$	
	Muestra original	Muestra triturada
-200 + 160	0,01	0,29
-160 + 114	0,19	0,37
-114 + 85	0,13	0,35
- 85 + 60	0,20	0,52
- 60 + 40	0,28	0,61
- 40	0,53	1,16

La composición química del producto es adecuada para su empleo en la línea de producción de combustibles nucleares:

UO ₃	98,0 - 99,5 %
U ₃ O ₈	< 0,1 %
NO ₃ ⁻	0,4 - 0,6 %
H ₂ O	0,4 - 0,5 %
Fe	15 - 30 ppm (base uranio)
Cr	5 - 20 ppm
Ni	5 - 20 ppm

El bajo contenido en U₃O₈ indica que en el reactor no hay zonas sobrecalentadas que faciliten el paso a dicho compuesto, lo que ocurre a 430°C (131). Así mismo, el escaso contenido de impurezas confirma que la mayor parte de la descomposición tiene lugar sobre las partículas de UO₃, de forma que no hay oportunidad de que la fase líquida entre en contacto con las paredes del reactor (168).

9. NOTACION UTILIZADA

- A = Número adimensional que depende del peso de tortas acumulada, de la densidad del líquido alimentado y de las dimensiones de los conductos de la boquilla. (expresión 19).
- A_g = Idem, referido concretamente al caso de tortas sobre la boquilla de pulverización. (expresión 19).
- A_p = Idem, referido concretamente al caso de tortas de pared opuesta a la boquilla. (expresión 19).
- a = Componente horizontal de las fuerzas que actúan sobre el chorro de pulverización.
- B = Número adimensional que depende del caudal de líquido alimentado al calcinador, de la duración de la calcinación, de la densidad del líquido y de las dimensiones de los conductores de la boquilla. (expresión 20).
- b = Componente vertical de las fuerzas que actúan sobre el chorro de pulverización.
- C' = Número adimensional que depende del caudal de aire de pulverización, de la duración de la calcinación y de la sección del conducto de aire en la boquilla de pulverización. (expresión 21).
- C_n = Riqueza en nitrato de uranilo hexahidratado de la solución alimentada, % en peso.
- C_o = Velocidad lineal con la que es alimentado el nitrato líquido al calcinador a través del conducto de la boquilla, cm/seg.
- c = Factor de proporcionalidad en la ecuación simplificada de la velocidad mínima de fluidización, (expresión 70, adimensional).
- D = Número adimensional que depende de la velocidad lineal de fluidización, de la duración de la calcinación y de la sección del conducto de aire en la boquilla de pulverización. (expresión 22).
- D_b = Diámetro del taladro de la boquilla de un eyector de limpieza de filtros, mm.
- D_d = Diámetro del difusor de un eyector de limpieza de filtros, mm.
- D_p = Tamaño medio de las partículas definido por análisis de tamizado, μ .
- D'_p = Idem, mm.
- D_t = Diámetro de un conducto circular, m.
- d = Adelantamiento del conducto de líquido sobre la cabeza de la boquilla.

- d_{pi} = Media geométrica de la luz de malla de dos tamices consecutivos, m.
- E = Potencia con que penetra en el lecho calcinador el chorro de solución de nitrato de uranilo, kgm/seg.
- F = Caudal de alimentación líquida al desnitrador. grm/min.
- $(f)_B$ = Factor de corrección global para las tortas de boquilla, para otras condiciones diferentes a las expuestas en el desarrollo de los cálculos del apartado 5.61.
- $(f)_p$ = Idem, para tortas de pared.
- $(f_v)_B$ = Factor de corrección, debido a la velocidad lineal, para tortas de boquilla.
- $(f_v)_p$ = Idem, para tortas de pared,
- $(f_t)_B$ = Factor de corrección, debido al tiempo, para tortas de boquilla.
- $(f_t)_p$ = Idem, para tortas de pared.
- $(f_T)_B$ = Factor de corrección, debido a la temperatura, para tortas de boquilla.
- $(f_T)_p$ = Idem, para tortas de pared.
- $(f_{VR})_p$ = Factor de corrección, debido a la velocidad reducida, para tortas de pared.
- f_m = Factor de fricción, adimensional.
- G = Factor que depende de la resistencia por unidad de volumen o de longitud que ofrece el lecho fluidizado a la penetración del chorro de UNH pulverizado
- g_2 = Factor de conversión, Kg. masa.m/Kg. fuerza.sec²
- ΔH = Pérdida de carga del fluido en el manómetro diferencial acoplado al orificio medidor, cm. de c. de a.
- I = Factor que es función de las fuerzas impulsoras del chorro de pulverización hacia el interior del lecho fluidizado.
- J = Término que engloba a diversas variables en la ecuación generalizada de expansión (ecuación 72).

- k = Constante
- L = Longitud de un conducto o altura de un lecho de relleno, m.
- L' = Número adimensional que depende de la distancia boquilla-pared y de la sección del conducto de aire de pulverización de la boquilla. (expresión 41)
- L_d = Longitud del difusor de un eyector de limpieza de filtros, mm.
- L_{bd} = Distancia boquilla-difusor en un eyector de limpieza de filtros, mm.
- L_e = Distancia existente en un lecho fluidizado entre la toma de presión inferior y la interfase superior, cm.
- L_T = Altura total del lecho, cm.
- L_E = Longitud media real de peso de un fluido en un lecho fijo, m.
- l = Distancia desde la boquilla de pulverización a la pared opuesta a la misma, dm.
- M = Peso molecular del gas, gm/mol.
- m = Pendiente de la línea de expansión de un lecho fluidizado, adimensional.
- N = Número de ensayos, pruebas o determinaciones.
- N' = Número total de filtros instalados en el calcinador de lecho fluidizado.
- N_o' = Número de filtros que se limpian simultáneamente.
- P_A = Presión atmosférica, mm. de mercurio.
- P_B = Peso de tortas acumuladas en la boquilla, gramos.
- $(P_B)_E$ = Idem, con adelantamiento del conducto de líquido, gramos.
- $(P_B)_o$ = Peso de tortas acumuladas en la boquilla en unas condiciones fijas, supuestas, empleadas para el desarrollo de los cálculos indicados en los apartados 5.61 y 5.62.
- $(P_B)_T$ = Peso de tortas acumuladas en la boquilla sin adelantamiento del conducto de líquido, gramos.
- P_C = Sobrepresión existente en el conducto post-difusor de un eyector cuando le atraviesan un flujo de gas en el sentido boquilla-difusor, mm. de mercurio.

- P_D = Presión media existente en el depósito estabilizador de presión del aire de limpieza de filtro, mm.Hg.
- P_1 = Peso de tortas en general (boquilla o pared), gramos.
- P_1 = Presión media de la columna de relleno, mm. de mercurio
- P_M = Sobrepresión de suministro de flujo inductor en el eyector para la limpieza de filtros, Atm.
- P_O = Presión de medida en un orificio, mm. de mercurio.
- P_p = Peso de tortas acumuladas sobre la pared opuesta a la boquilla, gr.
- $(P_p)_O$ = Idem, en unas condiciones fijas, supuestas, empleadas para el desarrollo de los cálculos indicados en los apartados 5.61 y 5.62.
- P_R = Sobrepresión en el interior del reactor, mm. de mercurio.
- P_O = Sobrepresión de medida en un orificio, mm. de mercurio.
- ΔP = Pérdida de carga que experimenta un fluido, Kg/m².
- ΔP_e = Pérdida de carga de un fluido al atravesar un lecho de material granular, medida entre los puntos de toma de presión, cm. de columna de agua.
- ΔP_T = Idem, referida a todo relleno, cm. de columna de agua.
- ΔP_{Tt} = Pérdida de carga teórica de un lecho de sólidos plenamente fluidizados, (peso del producto contenido en el lecho por unidad de sección transversal del mismo), cm. de columna de agua
- Q = Caudal del aire de pulverización en la boquilla del deenitrador, en C.N., litros/minuto
- q_B = Caudal motor o inductor que llega a un eyector, medido a 20°C y 705 mm., cm³/seg.
- $(q_B)_B$ = Idem, a la temperatura de salida por la boquilla del eyector, cm³/seg
- q_c = Caudal de gas medido en las condiciones medias de la columna de relleno, cm³/seg.
- q_L = Caudal de aire de limpieza por filtro, medido en condiciones del reactor o post-difusor, cm³/seg.
- q'_L = Caudal total a emplear en la limpieza de filtros cuando se limpian varios simultáneamente, en condiciones del reactor o post-difusor, cm³/seg.
- $(q'_L)_F$ = Idem, a la temperatura de acceso al filtro, cm³/seg.
- q_O = Caudal de gas medido en las condiciones del orificio, cm³/seg.

- $R_e = \text{Número de Reynolds, } \frac{\rho_F \cdot v_o D_p}{\mu}$
- $R^o = \text{Factor función de las resistencias que se oponen al acceso del chorro de pulverización a la pared opuesta a la boquilla.}$
- $R^m = \text{Relación de paso de tortas de boquilla sin y con adelantamiento del conducto de líquido en la boquilla de pulverización.}$
- $r_o = \text{Variación admisible de presión entre la primera y la última limpieza de filtros en un ciclo de limpieza, referido a la presión inicial, \%}$
- $S = \text{Sección transversal de un lecho fluidizado o fijo, m}^2\text{.}$
- $S^o = \text{Idem, o del calcinador en la zona de la boquilla de pulverización, cm}^2\text{.}$
- $S_A = \text{Sección transversal del conducto del aire en su extremo de salida en la boquilla de pulverización, mm}^2\text{.}$
- $S_e = \text{Precisión o error típico (estadístico).}$
- $S_L = \text{Sección transversal del conducto del líquido en su extremo de salida en la boquilla de pulverización, mm}^2\text{.}$
- $T^o = \text{Gradiente relativo entre la temperatura de trabajo y la de descomposición del nitrato de uranilo (nominalmente, 200°C) referido a ésta última, adimensional.}$
- $T_B = \text{Temperatura que adquiere el flujo de aire inductor en su recorrido desde el orificio medidor hasta la boquilla del eyector, °K.}$
- $T_D = \text{Temperatura nominal de descomposición de la alimentación líquida al calcinador (200°C), °C.}$
- $T_F = \text{Temperatura que adquiere el flujo de aire post-difusor y con la cual llega al interior del filtro, °K.}$
- $T_o = \text{Temperatura en el orificio, °K.}$
- $T_t = \text{Temperatura de trabajo en el calcinador, °C.}$
- $t = \text{Tiempo o duración de la alimentación de nitrato de uranilo, Hrs.}$
- $t_L = \text{Tiempo de limpieza de un filtro o de un grupo de ellos cuando se limpian varios simultáneamente, seg.}$
- $V = \text{Número adimensional que es función de la velocidad reducida en el calcinador en la zona de la boquilla de pulverización. (expresión 42).}$

- V_D = Volumen del depósito acumulador de aire para la limpieza de filtros, cm^3 .
- V_R = Velocidad reducida (relación entre la velocidad lineal de trabajo y la velocidad correspondiente al punto mínimo de fluidización), adimensional.
- v' = Velocidad lineal en las condiciones de trabajo. En el caso de formación de tortas se refiere a la zona de la boquilla de pulverización, cm/seg .
- v_c = Velocidad crítica del fluido en un lecho de sólido a partir de la cual el régimen de flujo deja de ser laminar ($Re = 10$), cm/seg .
- v_{cf} = Velocidad lineal de flujo cuando la fluidización comienza a ser completa, m/seg .
- v_{mf} = Velocidad lineal del fluido en el punto mínimo de fluidización, m/seg .
- v'_{mf} = idem, cm/seg .
- v_0 = Velocidad del fluido en un conducto o en un lecho de relleno referida a su sección transversal vacía, m/seg .
- W = Peso de sólidos en un lecho, kg .
- w = Capacidad de producción de trióxido de uranio, Kg/hr .
- x_1 = Porcentaje en peso de producto retenido entre dos tamices consecutivos, %.

Símbolos Griegos

- γ_L = Densidad de la alimentación líquida al calcinador, gr/cm^3 .
- ϵ = Porosidad, adimensional.
- ψ = Relación, por filtros, entre el caudal de limpieza y el de filtración.
- φ = Angulo cuya tangente es el cociente entre los valores absolutos de las componentes vertical y horizontal de las fuerzas que actúan sobre el chorro de pulverización.
- ϕ = Factor de forma de un sólido, adimensional.

- μ = Viscosidad de un fluido, Kg masa/m. seg.
- η_B = Constante de la formación de tortas sobre la boquilla. Depende de las condiciones de operación, Hrs⁻¹.
- η_i = Constante, en general, de la formación de tortas en el calcinador. Depende de las condiciones de operación, Hrs⁻¹.
- η_p = Constante de la formación de tortas en la pared opuesta a la boquilla. Depende de las condiciones de operación, Hrs⁻¹.
- ρ_{AA} = Densidad aparente del lecho "aflojado", gr/cm³
- ρ_{AE} = Idem, "empaquetado", gr/cm³.
- ρ_{AF} = Idem, completamente fluidizado, gr/cm³.
- ρ_F = Densidad del fluido, Kg/cm³.
- ρ_S = Densidad del sólido, Kg/cm³.
- σ = Desviación típica de una distribución granulométrica, mm.

10. REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS

1. Jodra L.G., Jose J.M. y Perarnau M.. "La hidrometalurgia del Uranio en España". Energía Nuclear nº 50. Noviembre-Diciembre 1967. 516 - 523.
2. Grainger L. "Uranium and Thorium". pag 25. George Neuman Ltd. Ed. London. 1958.
3. López Pérez B., Jodra L.G. "Recuperación de uranio de soluciones alcalinas de baja concentración con resinas cambiadores". Informe JEN-28 (1957).
4. Urgell M., Pérez Bustamante J.A., Batuecas T., De la Cruz F. y Fernández Cellini R. "Recuperación del uranio de soluciones de carbonato sódico mediante intercambio aniónico con resina Dowex-1" Documento 15/P/1416. Segunda Conf. Int. Utilización Energía Atómica con Fines Pacíficos. Vol. 2, 601, Ginebra 1958
5. López Pérez B., Uriarte A., Perarnau M. y Jodra L.G. "Aplicación del cambio de ión a la recuperación de uranio de disoluciones de ataque sulfúrico del mineral del Vento de Cardena (Córdoba), España". Documento 15/P/1412. Segunda Conf. Int. Utilización Energía Atómica con Fines Pacíficos, Ginebra 1958.
6. López Pérez B., Uriarte A., Perarnau M. y Jodra L.G. "Estudio sobre el tratamiento por cambio de ión de las disoluciones de lixiviación ácida de los minerales españoles de uranio. I. Introducción y estudio de la fase de carga". Ann. R. Soc. Españ. Fis. Quim. 56-B (6). 637.(1960).
7. Sauteron J. "Les Combustibles Nucléaires". pag 240. Ed. Hermann, Paris, 1965.

8. Thayer H.E. "The Newest United States Uranium Processing Plant". Documento P/602. Segunda Conf. Int. Utilización Energía Atómica con fines Pacíficos. Vol. 4. 22. Ginebra 1958.
9. Arnold D.S., Henline P.W. y Sisson R.H. "A Moving-bed Reactor for the Production of Uranium Tetrafluoride". Documento P/1015. Segunda Conf. Int. Utilización Energía Atómica con Fines Pacíficos. Vol. 4. 139, Ginebra 1958.
10. Sallay S.H. y Brater D.C. "The Development of a High Capacity, Continuous Process for the Preparation of Uranium Hexafluoride from Uranium Oxides and Ore Concentrates". Documento P/525. Segunda Conf. Int. Utilización Energía Atómica con Fines Pacíficos. Vol. 4. 153. Ginebra 1958.
11. Burger J.C. y Jardine J.McN. "Canadian Refining Practice in the Production of Uranium Trioxide by Solvent Extraction with Tributyl Phosphate". Documento P/228. Segunda Conf. Int. Utilización Energía Atómica con Fines Pacíficos Vol. 4. 3. Ginebra 1958.
12. Melvin F.W. "Canadian Development Work with Moving-bed Reactors for Reduction of Uranium Trioxide and Hydrofluorination to Uranium Tetrafluoride for Subsequent Production of Metal". Documento P/229. Segunda Conf. Int. Utilización Energía Atómica con Fines Pacíficos. Vol. 4. 133. Ginebra 1958.
13. Hawthorn E. "Uranium Tetrafluoride manufacture with fluidized solid techniques". Nuclear Power. 120, March, 1960.
14. Alexander R.C., Shortis L.P. y Turner C.J. "The Second Uranium Plant at Springfields". Trans. Inst. Chem. Engrs. Vol. 38. 177. 1960.
15. Page H., Shortis L.P. y Dukes J.A. "The Processing of Uranium Ore Concentrates and Recycle Residues to Purified Uranyl Nitrate Solution at Springfields". Trans. Inst. Chem. Engrs. Vol. 38. 184, 1960.
16. Hawthorn E., Shortis L.P. y Lloyd J.E. "The Fluidised Solids Dryway Process for the Production of Uranium Tetrafluoride at Springfields". Trans. Inst. Chem. Engrs. Vol. 38, 197, 1960.
17. Regife J.M., Ramos L. y Barberana M. "La planta de purificación de concentrados del Centro Nacional de Energía Nuclear "JUAN VIGON". Revista de Metalurgia. Vol. 3. nº 1. Enero-febrero 1967.
18. Rodrigo Otero A. "Descripción de una instalación de obtención de tóxido de uranio por calcinación en lecho fluidizado de soluciones de nitrato de uranilo". Energía Nuclear nº 26, 5, Abril-Junio 1963.
19. Chapela Lago E. y Rodrigo Otero A. "Obtención de tetrafluoruro de uranio en un reactor de lecho fluidizado". Energía Nuclear nº 27, 21, Julio-Septiembre 1963.
20. Decrop J., Delange M., Holder J., Huet H., Sauteron J. y Vertes P. "Improvements in the Purification of Uranium Compounds and in the Production of Uranium Metal at the Bouchet Factory". Documento P/1252. Segunda Conf. Int. Utilización Energía Atómica con Fines Pacíficos. Vol. 4, 10. Ginebra 1958.

21. Delange M., Falcou-Vigne R., LeRoy C. y Tachon, O. "Quelques aspects particuliers des activités de l'usine de production d'uranium du Centre du Bouchet". Commissariat à l'Energie Atomique. Bulletin D'Informations Scientifiques et Techniques n° 80, 11-56. Fev 1964.
22. "The Ammonia reduction and its application to the preparation of green salt". USAEC Report, AEC-3954.
23. Salenwille J. "Preparation of Uranium Tetrafluoride from UO_3 salt". Documento P/1259. Segunda Conf. Int. Utilización Energía Atómica con Fines Pacíficos. Vol. 4, 133. Ginebra 1958.
24. Moore J.E. "Single-step conversion of UO_3 to UF_4 ". La propriété industrielle nucléaire 4, 6, 16, 1961.
25. Moore J.E. "Interim evaluation of the Fluorox Process for UF_4 and UF_6 manufacture". USAEC Report ORNL-1983. May 1955.
26. Moore J.E. "Oak Ridge National Laboratory, Fluorox Process for UF_4 and UF_6 manufacture". on Active Process Development Activities for Processing of Feed Materials. USAEC Report TID-7501 (Pat. 1) Feb. 1956. (33-52).
27. Leding D.J. y Mulhauser H.F. "The evaluation of the moving-bed reactor for the production of uranium tetrafluoride" USAEC Report MLC-620, Jan 1. 1958.
28. Pedregal J.D. y Aguilar F. "Un nuevo método de obtención de tetrafluoruro de uranio". Energía Nuclear N.º 38, Abril-Junio 1959.
29. Hadley M.H. y Roehre R.J. "Flame denitration and reduction of uranyl nitrate liquors". USAEC Report MCB-1429. VI-57.
30. Hadley M.H. "Production of UO_2 by flame denitration and reduction of aqueous uranyl nitrate". USAEC Report MCB-1470. Jun, 1962.
31. Ondrejka R.S. "Reaction of uranyl nitrate hexahydrate with sulfur" USAEC Report OR-497. Jul. 1960.
32. "Process Development Quarterly Report" USAEC Report MCB-1415, August 1, 1960.
33. "Process Development Quarterly Report". USAEC Report MCB-1459, Nov. 1, 1960.
34. Lawrosky S. y colab. "Production of Refined UF_6 from Ore Concentrates by Fluidization and Fractional Distillation Techniques". Documento P/1552. Segunda Conf. Int. Utilización Energía Atómica con Fines Pacíficos. Vol. 4, 44. Ginebra 1958.
35. Jenks A.A. Levitz M.M. Litty A. y Lawrosky S. "Fluidization techniques in producing refined uranium from ore concentrates". Ind. Eng. Chem. 50, 1739, Dec. 1958.
36. Anónimo. "Private industry shows how to simplify UF_6 output". Chem. Eng. 70, July 11, 1960.

37. Anónimo. "Fluid beds simplify UF_6 cleanup". Chem. Week. 41. July 1960.
38. Falcoz-Vigne M. "Etude économique comparative entre la fabrication d' UO_3 par précipitation-calcination et par dénitrification-granulation". Doc. interior del Comisariado de Energía Atómica de Francia.
39. Muller J y Nollat P. "Possibilités actuelles d'applications industrielles des procédés de dénitrification dans les cycles de raffinage d'uranium français". Commissariat à l'Energie Atomique. Bull. d'Informations Scientifiques et Techniques, n° 80, 87, Fev. 1964.
40. Gittus J.H. "Metallurgy of the rarer metals, N° 8 Uranium". p.82, Edit. Butterworths, London 1963.
41. Blarvillain M. "Le raffinage de l'uranium à l'usine de Malvesi". Commissariat à l'Energie Atomique. Bulletin d'Information Scientifiques et Techniques n° 80, 69, Fev. 1964.
42. Huntington C.W. USAEC Report NLCO-6592, 1957.
43. Warf J.C. "Extraction of cerium (IV) nitrate by butyl phosphate". USAEC Report AECO-2824. Iowa State College, Agosto 7, 1947.
44. Runion T.C. "Evaluation of alternate solvents for diethyl ether in the extraction of uranium from Mallinckrodt type ore feeds", USAEC Report ORNL-874, Oak Ridge National Laboratory, Noviembre 6, 1950.
45. Beares A.E. y colab. "Recovery of thorium and uranium from monazite sand". USAEC Report BMI-243A, Battelle Memorial Institute, Septiembre 15, 1950.
46. Ramos L., Barberana M., Pérez Luján A. y Gutierrez Jodra L. "Estudio en planta piloto de la purificación de concentrados de uranio mediante extracción con fosfato de tributilo". Documento P/1413, Segunda Conf. Int. Utilización Energía Atómica con Fines Pacíficos Vol. 4, 58, Ginebra 1958.
47. Moore R.L. "The mechanism of extraction of uranium by tributyl phosphate". USAEC Report AECO-3196 (1954).
48. Hammond D.A. "Technical Report on the Expanded Harshaw TBP extraction process" USAEC Report NYO-1468, Harshaw Chemical Company, Mayo 11, 1954.
49. Pinkston J.T. y Willson K.S. "Progress report for april 1951" USAEC Report NYO-1456, Harshaw Chemical Company, May 10, 1951.
50. Wirths G. y Ziehl L. "Special problems connected with the production of uranium metal and uranium compounds". Documento P/1001. Segunda Conf. Int. Utilización Energía Atómica con Fines Pacíficos Vol. 4, 16. Ginebra 1958.
51. LeGassie R.W. y colab. "Green salt moving bed process" USAEC Report NBL-108, June 1955.
52. Muhlhauser M.F. y colab. "The evaluation of the Moving-bed Reactor for the Production of Uranium Tetrafluoride". USAEC Report FMPC-524, Jan. 1, 1955.

53. Muhlhauser H.F. y Loudin D.J. "Interim Economic Evaluation of the Moving-Bed Reactor Process for Production of Uranium Tetrafluoride". USAEC Report NLCO-646, Aug. 2, 1956.
54. Moore J.E. "Fluorox Moving-Bed Process for Producing UO_3 , UF_4 and UF_6 . Bibliography" USAEC Report ORNL-2197, Aug. 21, 1956.
55. Houston F.H. "Nuclear Grade Uranium Tetrafluoride by the Moving-Bed Process". The Can. J. Chem. Eng. 38, 29-32 (1960).
56. Loudin D.J. "Evaluation of the Moving-Bed Reactor Process for the Production of Uranium Tetrafluoride. Termination Report". USAEC Report NLCO-722, Sept. 18, 1959.
57. Anónimo. "Moving-Bed Uranium Tricky Reactions". Chem. Eng. 67, 45-48 (1960).
58. Harrington C.D. y Rushie A.E. (Eds.). "Uranium Production Technology". pag. 181. D. Van Nostrand Company Inc. Princeton, New Jersey, 1959.
59. Powell C.A. "Current Manufacturing Process used in the United States for Mass Production of UF_6 from Purified UO_3 ". Documento P/1840. Segunda Conf. Int. Utilización Energía Atómica con fines Pacíficos, Ginebra, 1958.
60. Jonke A.A., Levitz N.M. "Development of a Fluidized-bed Process for the Production of Uranium Tetrafluoride". Progress in Nuclear Energy. Series III, Vol. 2, Process Chemistry, Pergamon Press, London (1958).
61. Jonke A.A., Levitz N.M. y Patkus E.J. "Fluidized-Bed Process for the Production of Uranium Tetrafluoride from Uranyl Nitrate Solution". Active Process Development Activities for Processing of Feed Materials. USAEC Report TID-7501, Part I, Feb. 1956.
62. Levitz N.M., Patkus E.J., Katz H.M. y Jonke A.A. "A Fluidized-Bed Process for the Production of Uranium Tetrafluoride". Chem. Eng. Progr. 53, 199-202. (1957).
63. Argonne National Laboratory "Chemical Engineering Division Summary Report, April, May and June 1958". USAEC Report ANL-5466, July 27, 1958.
64. Levey R.P. Jr., De la Garza A., Jacobs S.C., Heidt H.M. y Trent P.E. "Development of a Continuous Countercurrent High Efficiency Gas-Solids Contacter". USAEC Report Y-1233, October 1958.
65. Levey R.P., De la Garza A., Jacobs S.C., Heidt H.M. y Trent P.E. "Fluid-Bed Conversion of UO_3 to UF_4 ". Chem. Eng. Progr. 56, 43-48 (1960).
66. Process Development Quarterly Report, Part II, USAEC Report MCW-1416, August 1, 1958.
67. Process Development Quarterly Report, USAEC Report MCW-1431, Aug. 1, 1959.
68. Process Development Quarterly Report, USAEC Report MCW-1442, Feb. 1, 1960.
69. Brater D.C., Littlefield C.C., Pashley J.H. y Smiley S.H. "Preparation of High Productivity Uranium Dioxide by Fluid-Bed Reduction". USAEC Report K-1329, August 20, 1957.

70. Orrick M.E., Jones C.G. y Rapp K.E. "Oxygen Enrichment of Uranium Dioxide and its Effect upon Hydrofluorination Reactivity". USAEC Report K-1359, January 21, 1958.
71. Pashley J.H., Brater D.C., Littlefield C.C. y Smiley S.H. "Increased Uranium Output in AEC Feed Plants by Fluid-Bed Reduction". Presentado al AIChE Meeting, Atlanta, Georgia, February 23, 1960.
72. Petrelie G.J. y Bertran H.W. "Reaction Kinetics" in Summary Report on the Long Range Programs for the Period Ending February 15, 1953. USAEC Report NYO-2039, 6-37, Apr. 15 (1953).
73. Swinehart B.A. "Reactivity test for UO_2 " on Process development quarterly report, Part I, USAEC Report NCM-1388, Apr. 1, 1956 (38-45).
74. Swinehart B.A. "Reactivity test for UO_2 " on Process development quarterly report, Part I. USAEC Report NCM-1392, July 1, 1956 (24-34).
75. Harrington C.D. y Ruchle A.E. (Edit). "Uranium Production Technology". pag. 80. D. Van Nostrand Company Inc. Princeton, New Jersey (1959).
76. Fox J.S. "A laboratory test for evaluation of uranium trioxides as feed material" USAEC Report K-1008, May 7, 1953.
77. Radtke C.J. "Current procedures for the analysis of UO_2 , UF_4 and UF_6 ". USAEC Report TID-7003 (Del) Feb. 1954.
78. Paine R.M. "High AOI (Ammonium oxalate insoluble) in UF_4 " on Process Development Quarterly Report, Part I, USAEC Report NYO-1364. (Rev). Apr. 15. 1953. pag 24-34.
79. Boersig T.C. "Reactivity test for UO_2 " on Process Development Quarterly Report, Part I. USAEC Report NCM-1373 (Del) Apr. 1, 1956, pag 77-84.
80. Votaw J.W. y colab. "Hydrofluorination reactivity of MLO and Port Hope Orange oxide products" on Summary Technical Report for the period April 1, 1956 to June 30, 1956. USAEC Report MLCO-640, July 18, 1956. pag. 55-59.
81. Votaw J.W. y colab. "Reactivity of Port Hope pot scale, pot powder and orange oxide product" on Summary Technical Report for the period January 1, 1956 to March 31, 1956. USAEC Report MLCO-625, Apr. 16, 1956. pag. 37-46.
82. Votaw J.W. y colab. "Thermal balance investigation of reaction rates during hydrofluorination of pelletized material from MBR runs" on Summary Technical Report for the period July 1, 1956 to Sept. 30, 1956. USAEC Report MLCO-677, Oct. 17, 1956. pag 58-67.
83. Ruchle A.E. y Sheperdson J.U. "Process Development Quarterly Report, Part I". USAEC Report NCM-1371.
84. Ruchle A.E. y Sheperdson J.U. "Process Development Quarterly Report, Part I" USAEC Report NCM-1373.

85. McCaig N. "Process development quarterly report. Part I" USAEC Report MCW-1392.
86. Rodden C.J. "Semiannual progress report for the period January 1956 through June 1956". USAEC Report NBL-133.
87. Rodden C.J. "Semiannual progress report for the period July 1956 through December 1956". USAEC Report NBL-134.
88. Fox J.S. "A laboratory test for evaluation of UO_3 as feed material".
89. Arévalo "Oak Ridge Gaseous Diffusion Plant. Quarterly Report. Oct. 1, Dec. 31, 1955". pag G-33, G-38, USAEC Report K-1251.
90. Arévalo. "Unit operation status report for week ending 5/28/54". USAEC Report CF-54-6-50, June 1954.
91. Swinshart B.A. "Process development quarterly report. Part I. Laboratory Work". USAEC Report MCW-1401. pag 35.
92. Elliot B. ed. "Process development quarterly report. Part I. Laboratory Work". USAEC Report MCW-1412. April 1, 1958.
93. Cooper A.R. y Lloyd J.E. "Gas-solid reactions : Applications in uranium processing". Proceedings of the Second European Symposium on Chemical Reaction Engineering, Amsterdam 26, 27, 28 April 1960. Chem. Eng. Sciences Vol. XIV, 353.
94. Vaughan D.A., Bridge J.R. y Schwartz Chl M. "Reactivity studies of uranium oxides". USAEC Report GMI-1205. July 9, 1957.
95. Dell R.M. y Wheeler V.J. "Chemical reactivity of uranium trioxide. Part 2. UO_3 hydrates". Trans. Far. Soc. Num. 482, 52, Part 2, 485-503. Feb. 1963.
96. Morrow S.A., Graves S. y Tomlinson L. "Hydrogen reduction of low-surface area UO_3 ". Trans. Far. Soc. 57, part 6, n° 464, 1400, 1961.
97. Dell R.M. y Wheeler V.J. "Chemical reactivity of uranium trioxide. Part 1. Conversion to U_3O_8 , UO_2 , and UF_4 ". Trans. Far. Soc. n° 476. Vol. 58. Part. 8, 1591-1607, Aug. 1962.
98. Moore R.H. y Mansel R.F. "Reduction of UO_3 to UO_2 with hydrogen" USAEC Report MW-38321. July 22, 1955.
99. Snyder M.O. y colab. "Effect of trace impurities on orange oxide reduction" on Summary Technical Report for the period Jan. 1, 1957 to Mar. 31, 1957. USAEC Report NLCO-670, 1957 (43-45).
100. Ludwig F.J. y Kennelley J.A. "Hydrofluorination of UO_2 , I". En Process development quarterly report, Part I, Laboratory Work. USAEC Report MCW-1412. Apr. 1, 1958 (55-78).

101. Barber E.J. Oak Ridge Gaseous Diffusion Plant. Personal Communication.
102. Anónimo "Active process development activities for the processing of feed materials" USAEC Report TID-7501, Jan, 1956.
103. Holden R.B. "Factors influencing the reactivity of UO_3 " USAEC Report TID-5063.
104. Elliot B. "Process development quarterly report. Part I. Laboratory Work". USAEC Report MCW-1403, July 1957.
105. Dayton R.W. y Tipton C.R. "Progress relating to civilian applications during January 1956". USAEC Report BMI-1070 (Del).
106. Willson K.S. "The reactivity of uranium oxides". USAEC Report NYO-1466.
107. Elliot B. (Ed) "Process development quarterly report. Part I. Laboratory Work". USAEC Report MCW-1407.
108. Ludwig F.J. y Kennally J.A. "The reactivity of fluid-bed-denitrated orange oxide". USAEC Report MCW-1430.
109. Simmons J.W. "Summary technical report for the period July 1, 1958 to September 30, 1958". USAEC Report NLCO-760.
110. Simecek S. y colab. "The integrated fluid-bed system". USAEC Topical Report MCW-1478, pag 43, June 10, 1963.
111. Harrington C.D. y Rushle A.E. (Edit). "Uranium Production Technology". pag. 58. D. Van Nostrand Company Inc. Princeton, New Jersey, 1959.
112. Kuhlman C.W. y Swinshart B.A. "Production of UF_4 . Thermal damage effect" Ind. Eng. Chem. 50, 1774-6 (1958).
113. Sauteron J. "Les Combustibles Nucléaires". pag 248, Ed. Hermann. Paris 1965.
114. Brodeky M. y Curillon R. "L'Usine de Raffinage d'uranium de Malvézi". Modernisation n° 30.
115. Level A. "Pierrelette. Les usines chimiques. Preparation de l'hexafluorure d'uranium". Energie Nucléaire Vol 6, n° 4., 225-232. Juin 1964.
116. Rodrigo Otero A., Chapela Lago E. y Sancho Rof J. "Informe sobre una visita a Harwell y Springfields". Documentos interno de la Junta de Energía Nuclear (Informe de la Sección de Plantas Piloto 004/7/66). Julio 1966.
117. Maness y Clagget F. "Conversion of UNH to UO_3 " USAEC Report HW-19932.
118. Anónimo. "The design of a denitration reactor for United States Atomic Energy Commission. New York operations office". Blaw-Knox Construction Company. USAEC Report BKC-3596 y add. 16, 1951.
119. Jonke A.A., Petkus E.J., Loading J.W., y Lawroski S. "The use of fluidized beds for the continuous drying and calcination of dissolved salts". Nuclear Scienc. Eng. Vol. 2. May 1957.

120. Lindross A.E. y Randall C.C. "The Reactor Handbook". A, 506 (1953).
121. Reactor Handbook, Vol. 4. "Fuel Processing". 507. (1953).
122. Dawson J.K. y colab. J. Amer. Chem. Soc. 73, 1857, (1951).
123. Weitz E.J. "A cubic form of uranium trioxide". J. Inorg. and Nuclear Chem. 1, 309 (1958).
124. Slitz W. y Miller H. "Systematic Affinity Principles : (XI) Uranium Oxides". Z. Anorg. Allgem. Chem. 163, 257-296 (1927).
125. Lister S.A.J. y Richardson R.J. "The preparation of UO_3 by thermal decomposition of uranyl nitrate". Report AERE-R/1074, Great Britain Atomic Energy Research Establishment, Oct. 18, 1954.
126. Dawson J.K. y colab. "Some aspects of the system uranium trioxide-water". J. Chem. Soc. 3531-3540 (1955).
127. Gurevich R.C. y Garret T.P. "The thermal decomposition of anhydrous uranyl nitrate and uranyl dihydrate". J. Phys. Chem. 65, 470-473. Mar. 1961.
128. Bridge J.R., Walton C.W., Schwartz C.B. y Vaughan D.A. "Thermal decomposition of uranyl nitrate hexahydrate". USAEC Report 881-1440, July 12, 1954.
129. Wandalkowski W.S. y Kirelis S.S. "Thermal decomposition of uranyl nitrate hexahydrate". USAEC Report K-1086, Feb. 22, 1954.
130. Harrington C.D. y Ruchie A.E. (Edit) "Uranium Production Technology" p 52, D. Van Nostrand Company Inc. Princeton, New Jersey, 1959.
131. Hookstra M.R. y Siegel S. "The uranium-oxygen system: $U_3O_8-UO_3$ " Journal Inorg. Chem. Vol. 18, 154-155, Marzo 1961.
132. Fried S. y Davidson M.R. "The ignition of U_3O_8 in oxygen at high pressure and the crystallization of UO_3 " USAEC Report WDC-1689, June, 25, 1945.
133. Cordfunke. " UO_3 . Its preparation and thermal stability". J. Inorg. Nucl. Chem. Vol. 23, 285-286. (1960).
134. Wheeler W.J., Dell R.B. y Weitz E. "Uranium trioxide and the UO_3 hydrates" J. Inorg. Nucl. Chem. Vol. 26, 1829-1845, 1964.
135. Harrington C.D. y Ruchie A.E. (Edit) "Uranium Production Technology" p 47, D. Van Nostrand Company Inc. Princeton, New Jersey, 1959.
136. Katz J.J. y Gruen D.M. J. Amer. Chem. Soc. 71, 2106 (1949).
137. Brees y colab. "Chemical Technology Division. Unit Operations Section. Monthly Progress Report (for) February 1959". USAEC Report CF-59-2-45
138. Shepardon J.U. y Nelson J.A. "Process development quarterly report Part I. Laboratory work". USAEC Report MCW-1430, July 1959.

139. Othmer D.F. "Fluidization" Reinhold Publishing Corporation, New York, Chapman & Hall, Ltd. London, 1956.
140. Leva M. "Fluidization" McGraw-Hill Book Co, Inc. New York, Toronto, London 1959.
141. Zenz A.F. y Othmer D.F. "Fluidization and Fluid-Particle Systems" Reinhold Publishing Corporation, New York, Chapman & Hall, Ltd. London 1960
142. Reboux P. "Phénomènes de fluidisation. Documentation generale" Association Française de Fluidization, Paris 1954.
143. Calvo E. "Aplicaciones Industriales de la técnica de fluidización" Química e Industria 313 (1954).
144. Anokhin t colab. "Investigation of ammonia synthesis in a fluidized catalyst bed" Zh. prikl. khim. 35, 37-42, 1962.
145. Labine R.A. "New: making iron in a fluidized bed" Chem. Eng. 96-99. February 8, 1960.
146. Adanski T. y Mucha F.R. "Coating of some materials with carbon by pyrolysis". Polska Akademia Nauk. 232/IV, Poland.
147. Anguita Delgado R. "Estudio tecnológico de la adsorción en lecho fluidizado". Idn, 3, Enero 1963.
148. Erment E.D. "Designing a fluidized adsorber" Chem. Eng. 87. May 29. 1961.
149. Rowson H.M. "Fluid Bed adsorption of CS₂" Brit. Chem. Eng. 8, N° 3. 161, March 1963.
150. Heidt H.M. "The use of fluid bed equipment in enriched uranium processing" Nucl. Sci. Abst. 12, 13, n° 22187, 1964.
151. Knudsen I.E. "Engineering development of fluid-bed fluorine volatility processes. Part 6. Preparation of dense uranium dioxide particles from uranium hexafluoride in a fluidized bed" Nucl. Sci. Abst. 12, 8 n° 13270 1965.
152. Knudsen I.E. y colab. "A fluid-bed process for the direct conversion of UF₆ to UO₂" USAEC report ANL-6606.
153. Hyde K.R. y colab. "The preparation of uranium nitride and carbonitride from uranium oxide in a fluidized bed" UKAEA Report AERE-R 4650.
154. Bocher J.M. "Fluidized-bed coating of UO₂ powder with niobium and other elements" USAEC Report BMI-1440.
155. Oxley J.M. Hannah J.F., Blucher J.M. y Campbell I.E. "Coating uranium dioxide powders with metallic tungsten" Ind. Eng. Chem. 51, n° 11 1391 (1959).
156. Pilloton R.L. y Liotte A.L. "Fluidized-bed characteristics in the coating of nuclear fuel particles" USAEC Report. ORNL-R-1008.

157. "Fluidized-bed coating of UO_2 ". Reactor Fuel Processing 1, No 2, 76, April 1961.
158. Oxley J.H., Secret A.C., Vaigel M.O. y Blocher J.M. "Kinetics of carbon deposition in a fluidized bed". A.I. Ch.E. Journal, 7, (3), 498, Sept. 1961.
159. "Coating of uranium dioxide particles" Reactor Fuel Processing 1, no 4 pag 70, Octubre 1961.
160. Stephens F.M., Chem. Eng. Prog. 49, 455 (1953).
161. Wall C.J. y Ash W.J., Ind. Eng. Chem. 4, 1247 (1949).
162. White F.S. y Kinsella E.L., Mining Eng. 4, 903 (1952).
163. Anderson T.T. y Boldus R. Chem. Eng. Prog. 49, 527 (1953).
164. Barr F.T. y Johning C.E., Chem. Eng. Prog. 51, 167 (1955).
165. "Disposal System" Chem. Eng. Prog. 58, no 6, 132, June 1962.
166. Sanders E.F. y Robinson S.M. "Fluid-bed Denitration" en Process development Quarterly Report. Part II. Pilot Plant Work. USAEC Report MCW 1409, Nov. 1, 1957, pag. 33.
167. "Production of uranium, Thorium, Plutonium and their compounds. UO_3 production" Reactor Fuel Processing. A. Quarterly Technical Review. Vol. 3, no 4, 48, October 1960.
168. Jonke A.A., Levitz N.M., Patkus E.J. y Tasker R.J. "Fluidized-bed process for the Production of UF_4 (Green Salt) from Uranyl Nitrate. Interim Report" USAEC Report ANL-5363, Dec. 30, 1954.
169. Lang G.P. y Nethaway M.O. "Some Physical Properties of uranyl nitrate solutions" USAEC Report MCW-1429.
170. Damerval F.B., Goodner K.B., Trask W.T. y Sanders E.F. "Fluid-Bed Denitration" en Process Development Quarterly Report, Part II. Pilot Plant Work. USAEC Report MCW-1421, Nov. 1, 1958, pag. 67.
171. Damerval F.B., Goodner K.B. Trask W.T. y Sanders E.F. "Fluid-Bed Denitration" en Process Development Quarterly Report. Part II. Pilot Plant Work, USAEC Report MCW-1429, May 1, 1959.
172. Damerval F.B., Goodner K.B., Trask W.T. y Sanders E.F. "Fluid-Bed Denitration" en Process Development Quarterly Report. Part II. Pilot Plant Work. USAEC Report MCW-1426, Feb. 2, 1959.
173. Philoon W.C., Sanders E.F. y Trask W.T. "Uranium Trioxide in a Fluidized Bed Reactor" Chem. Eng. Prog. Vol. 56, no 4, pag. 106, April 1960.
174. - Tasker R.G., Jonke A.A. y Rodgers W.A. "Denitration of Uranyl Nitrate in a Fluidized Bed" en Chemical Engineering Division Summary Report for October, November and December, 1953. USAEC Report ANL-5213, 1953 pag 75.

175. "Calcination" Reactor Fuel Processing 4, nº 2, 64, April 1962.
176. Richardson D.R. "How to design fluid-flow distributors" Chem. Eng. 83-86, May 1, 1961.
177. Rowe P.N. y Stapleton W.M. "The behaviour of 12 inch diameter gas fluidised beds". Trans. Instn. Chem. Eng. 39, 181-187, June 1961.
178. Anderson T.T. y Baldus R. Chem. Eng. Prog. 49, 527 (1953).
179. Levey R.P. Jr. "Developments in porous metal media for gas filtration" USAEC Report Y-1235, Feb. 1959.
180. Argawal, Davis y King. "Fluid-Bed coal dryer" Chem. Eng. Prog. 58, nº 11, 85, Nov. 1962.
181. Zak M.S., Leizerovich G. Ya. y Gellperin N.I. "Distributors for fluid beds". Brit. Chem. Eng. 570, Oct. 1963.
182. Guzdev V.D. "Design and construction of equipment with a fluidized bed of granular materials. I. Gas-distributing grids" Int. Chem. Eng. Vol. 3, nº 4, 562, 1963.
183. Hiby J.W. "Mindestdruckverlust des anströmbedens bei fluidisierten Betten" Chem. Ing. Techn. 39, 9, 1125-1129, 1967.
184. Damerval B., Trask W.T. y Sanders E.F. "Fluid-Bed Denitration" Process development quarterly report, Part II. Pilot Plant Work, 39-55. MCW-1431, Aug. 1, 1959.
185. Washburn E.W. y colab. International Critical Tables. Vol. III (1928).
186. Kirt W.E., Nagle W.M. y Castner J.B., Trans. Amer. Inst. Chem. Engrs. 36, 371-94 (1940).
187. Alexander J. Jr. y Hindin S.G. "Phase relations in heat transfer salt systems" Ind. Eng. Chem. 39, 1044, Agosto 1947.
188. Voznick H.P. y Uhe V.H. "Molten salt for heat transfer" Chem. Eng. 70, nº 11, 129, 1963.
189. Jonke A.A., Tasker R.D., Patkus E.J. y Rodger W.A. "Fluidization studies" en Chem. Eng. Div. Summary Report for January, February and March, 1954. USAEC Report ANL-5254, pág. 97.
190. Kane L.J. "Porous stainless steel filters for removing dust from gases" Chimie & Industrie Vol. 87, nº 3, 424, Marzo 1962.
191. Strobel E. y Siegel R. "Properties and uses of metal filters in chemical industry" Chem. Tech. 13, 646, Berlin 1961.
192. "Porous metal filters in nuclear fuel processing" Chem. Eng. Progr. 96, Marzo 1960.

193. Shapiro T. y Haslested E.L. "Porous metal filters; application to feed materials production" USAEC Report K-1479., 1961.
194. Demerval F.B., Track W.T. y Sanders E.F. "Fluid-Bed denitration" on Process Development Quarterly Report. Part. II, Pilot Plant Work. USAEC Report NCU-1433, nov. 1959.
195. Pail D.B. "Filtration of fluid catalyst fines from effluent gases" Ind. Eng. Chem. 45, 1197, Junio 11, 1953.
196. Jenks A.A. on Chemical Engineering Division Summary Report (for) January, February and March, 1958. USAEC Report ANL-5460. pág. 110.
197. Demerval F.B. y colab. "Fluid-bed denitration" on Process Development Quarterly Report. Part II. Pilot Plant Work. USAEC Report NCU-1446, May 2, 1960.
198. Harrington C.D. y Ruehle A.E. (Edit). "Uranium Production Technology" pág. 187. O. Van Nostrand Company. Inc. Princeton, New Jersey, 1959.
199. Demerval F.B. Track W.T. y Sanders E.F. "Fluid-bed denitration" on Process Development Quarterly Report. Part II. Pilot Plant Work. USAEC Report NCU-1442, Feb. 1, 1960. p 63.
200. Lee B.S. "Kinetics of particle growth in a fluidized calciner" USAEC Report ANL-6171.
201. Petkus E.J. y colab. on Chemical Engineering Division Summary Report (for) April, May and June 1958. USAEC Report ANL-5466, 1958, pág.68.
202. Varwig K.W. y Kennelly J.A. "Properties of fluid-bed denitrated orange oxide" on Process Development Quarterly Report. Part II: Laboratory Work. USAEC Report NCU-1430, July 1954, pág. 41.
203. Dunlop D.D., Griffin L.I. y Moser J.F. "Particle size control in fluid coking" Chem. Eng. Progr. 54, nº 8, 39, Agosto 1958.
204. Lee B.S. "Kinetics of particle growth in a fluidized calciner" Chem. Eng. Progr. 57, nº 1, 83, Jan. 1961.
205. Lee B.S. "Kinetics of particle growth in a fluidized calciner" A.I.Ch. E. Journal, 53, March 1962.
206. Matheny D.E. y Vance S.W. "Particle growth fluidized bed dryers" Chem. Eng. Prog. 58, nº 6, 45, June 1962.
207. Grimmet E.S. "Kinetics of Particle growth in the fluidized bed calcination process" Trabajo presentado al 56th Annual Meeting del A.I.Ch.E., Houston Texas, 1-5 Dec. 1963.
208. Harris C.C. "Comminution: A modified logistic growth function" Nature (London) 197, 371, 1963.
209. "Uranium oxides Fluidized bed production" Reactor Fuel Processing. Vol. 2, nº 4, 39, Oct. 1959.

210. Clinton S.D. "Comparison of a fluidized-bed and a agitated-trough chemical reactor for producing ThO_2 from $\text{Th}(\text{NO}_3)_4$ " USAEC Report ORNL-2875.
211. Brees y colab. "Chemical Technology division. Unit operations section monthly progress report (for) march 1959" USAEC Report CF-59-3-61.
212. Carnavacas T.C. y Hagen K.W. "High Purity Evaporators for Waste Concentration" Nucleonics, 16: 125, 1958.
213. Disposal of Radioactive Wastes in Cement" USAEC Report KLX-1377, June 1952.
214. Monowitz B. y Hittman F. "Progress Report on Waste Processing Development Project". USAEC Report BNL-323, 1954.
215. Amphlett C.B. y Warren D.T. "Fixation of Activity in Solid Form by Adsorption on Soils" UKAEA Report AERE C/R-1686, 1956.
216. Mcbay T.N., Hammer R.L. y Haydon M.P. "Fixation of Radioactive Wastes in Clay Flux Mixes" USAEC Report TID-7517. December 1955.
217. Hatch L.P., Ragen W.H., Monowitz B. y Hittman F. "Processes for High Level Waste Disposal" Documento P/553. Primera Conf. Int. Utilización Energía Atómica con Fines Pacíficos. Ginebra 1955.
218. Durham R.W. "Disposal of Fission Products in Glass" P/54. 2nd Nuclear Science and Engineering Congress, Philadelphia, Pa, Marzo 1957.
219. Patrik W.A. "Use of Artificial Clays for Removal and Fixation of Radioactive Nuclides" USAEC Report TID-7518, December 1955.
220. Loading J.W. "The Fluid-Bed Calcination of Radiactive Waste." USAEC Report ANL-6322.
221. Loading J.W. y colab. "Fluid-Bed Conversion of Fuel Processing Wastes to Solids for Disposal". Documento P/1922. Segunda Conf. Int. Utilización Energía Atómica con Fines Pacíficos. Ginebra 1958.
222. "Chemical Engineering Division Summary Report (for) January, February and March 1957". USAEC Report ANL-5730.
223. "Chemical Engineering Division Summary Report (for) January, February and March 1957". USAEC Report ANL-5789 (Del).
224. "Chemical Engineering Division Summary Report (for) October, November and December 1958" USAEC Report ANL-5959.
225. "Chemical Engineering Division Summary Report (for) January, February and March 1960. USAEC Report ANL-6145.
226. Schneider, K.J. "Fluidized Bed Calcination Studies with Simulated SCPPP Waste Solution" USAEC Report HW-65838-RD, June 1960.
227. Jackson J.D., Sorgenti H.A., Wilcox G.A. y Brodkey R.S. "Nuclear Waste Disposal by Fluidized Calcination and Simulated Aluminium-Type Wastes" Ind. Eng. Chem. n° 9, 795, Sept. 1960.

228. Alford R. B. "Fluidized Bed Calcination of Simulated Purex High-Activity Level Wastes Interim Report". USAEC Report NE-65384-80.
229. Brown B.P. "Development of a Fluidized-Bed Calcination Process for Aluminum Nitrate Wastes in a Two-Foot-Square Pilot Plant Caliner". USAEC Report IDO-14618.
230. "Calcination of Aluminum-Type Reactor Fuel Wastes in a Fluidized-Bed". USAEC Report IDO-14416.
131. Stevenson C.E. "Development of Fluid Bed Calcination Process for Aluminum Nitrate Wastes. Technical Progress Report for January, through March 1966". USAEC Report IDO-144413.
232. Slansky C.M., Warrzel F.M. y Stevens J.L. "Radioactive Waste Disposal Projects Idaho Chemical Processing Plant. Technical Progress Report (for) July-September 1966". USAEC Report IDO-14614.
233. Buckham J.A. "Fluidized Bed Calcination of High Level Radiactive Waste in a Plant-Scale Facility". CONF-480-7.
234. Brown B.P. "Development of a fluidized bed Calcination Process for Aluminum Nitrate Waste in a Two-Foot-Square Pilot Plant Caliner. Part IV. Final Process Studies-Runs 23 through 37". USAEC Report IDO-14627.
235. Leeding y colab. "Calcination of Reactor Fuel. Processing Wastes. I. Pilot Plant Studies". USAEC Report ANL-6989.
236. Chem. Eng. 85, 81, Agosto 28, 1968.
237. Rodrigo Otero, A. Chapala Lago E. y Sancho Ref J. "Dispositivo para efectuar la pulverización de nitrato de uranio en un calcinador de lecho fluidizado.". Patente española nº 327.303. Diciembre 1966.
238. Rodrigo Otero, A. Chapala Lago E. y Sancho Ref J. "Sistema de eyectores para la limpieza de filtros". Patente española nº 326.213. Noviembre 1966.
239. Rodrigo Otero, A. Chapala Lago E. y Sancho Ref J. "Dispositivo para la distribución del gas o líquido necesario en una instalación de lecho fluidizado". Patente española nº 326.214. Noviembre 1966.
240. Rodrigo Otero A., Chapala Lago, E. y Sancho Ref, J. "Dispositivo para el suministro de calor a un lecho utilizado como calcinador". Patente española nº 327.304. Diciembre 1966.
241. Rodrigo Otero A. "Descripción del calcinador D-2 de lecho fluidizado". Informe a la Sección de P. Piloto de la Junta de Energía Nuclear, 004/2/68. Marzo 1968.
242. Rodrigo Otero, A. y Sancho Ref, J. "Estudio de limpieza de filtros porosos en reactores de lecho fluidizado". JEN.153-DNa/1 19, Madrid 1965.
243. Rodrigo Otero, A. "Limpieza de filtros porosos en reactores de lecho fluidizado. Aplicación de planta piloto". Informe a la Sección de P. Piloto de la Junta de Energía Nuclear, 004/6/67, Diciembre 1967.

244. Chapala Lago, E. Rodrigo Otero, A. y Sancho Ref, J. "Development of a countercurrent-fluidized bed reactor for solid-gas systems". Proceedings of the International Symposium on Fluidization. June 6-9, 1967, Eindhoven. 789-88, Editor A.A.M. Drinkenburg (Netherlands University Press-Amsterdam).
245. Nickley H.S., Sherwood T.K., Reed C.E. "Applied Mathematics in Chemical Engineering". McGraw Hill. 1957.
246. Volk, W. "Applied Statistics for Engineers". McGraw Hill 1958.
247. Fischer, R.A., Yates, F. "Statistical Tables for Biological, Agricultural and Medical Research". Oliver and Boyd Ltd. Edinburgh and London, 1953.
248. Davies D.L. "Métodos estadísticos aplicados a la investigación y a la producción". Aguilar, Madrid 1960.
249. Carman, P.C. Trans. Inst. Chem. Engrs. (London) 15, 150-166, 1937.
250. Chu, J.C., Kalil, J., Wetteroth, W.A. Chem. Eng. Progr. 49, 141. 1953.
251. Lewis W.K., Gilliland, E.R., y Mourad C.C. Ind. Eng. Chem. 41 1104 - 1117 (1949).
252. Leva M., Weintraub M., Grummer M., Pollshik, M. y Storey H.H., U.S. Bur. Mines Bull. 504, 1951.
253. Brown, G.G. "Unit Operation", John Wiley & Sons, Inc. New York 1951.
254. Ergun Sabri, Chem. Eng. Progr. 48, 89-94 (1952).
255. Furnas C.C. Ind. Eng. Chem. 23, 1052 (1931).
256. Heerden C. Van, Nobel A.P.P. y Krevolen D.W. Chem. Eng. Sci. 1 (1) 37-49 (1951).
257. Leva M., Takashi Shirai y Wen C.Y. Génie Chim. 75 (2), 33-42 (1956).
258. Nelson F.M. y Eggesten F.T. Analytical Chemistry 30, 1958.